



TUGAS AKHIR TK 145501

**PABRIK *FORMALDEHYDE* DARI *METHANOL*
DENGAN PROSES *METAL OXIDE***

AULIA RIZKI NUR CHOLIFAH
NRP. 2312 030 006

GITA EMA ROSALINA
NRP. 2312 030 025

Dosen Pembimbing
Ir. Elly Agustiani, M.Eng

PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2015



FINAL PROJECT TK 145501

***MANUFACTURE OF FORMALDEHYDE FROM
METHANOL WITH METAL OXIDE PROCESS***

AULIA RIZKI NUR CHOLIFAH
NRP. 2312 030 006

GITA EMA ROSALINA
NRP. 2312 030 025

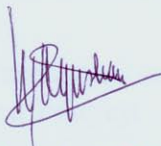
Lecturer
Ir. Elly Agustiani, M.Eng

DEPARTMENT DIPLOMA OF CHEMICAL ENGINEERING
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2015

LEMBAR PENGESAHAN
LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :
PABRIK *FORMALDEHYDE* DARI
METHANOL DENGAN PROSES *METAL*
OXIDE

Telah diperiksa dan disetujui oleh :

Dosen Pembimbing



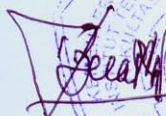
Ir. Elly Agustiani, M.Eng

NIP. 19580819 198503 2 003

Mengetahui,

Ketua Program Studi

D III Teknik Kimia FTI-ITS



Ir. Budi Setiawan, M.T.

NIP. 19540220 198701 1 004

Koordinator Tugas Akhir

D III Teknik Kimia FTI-ITS



Achmad Ferdiansyah P. P., S. T., M. T.

NIP. 2300201308002



LEMBAR PERSETUJUAN PERBAIKAN TUGAS AKHIR

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir pada tanggal 17 Juni 2015, untuk tugas akhir dengan judul “**Pabrik Formaldehyde dari Methanol dengan Proses Metal Oxide**”, yang disusun oleh :

Aulia Rizki Nur Cholifah

(2312 030 006)

Gita Ema Rosalina

(2312 030 025)

**Mengetahui/menyetujui
Dosen Penguji**



Ir. Imam Syafril, MT

NIP. 19570819 198601 1 001



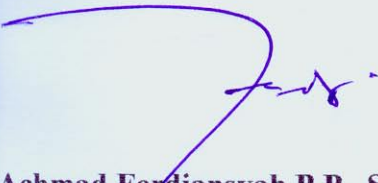
Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng

NIP. 19630805 198903 2 002

Mengetahui,

Koordinator Tugas Akhir

Dosen Pembimbing



Achmad Ferdiansyah P.P., S.T., M.T.

NIP. 2300201308002



Ir. Elly Agustiani, M.Eng

NIP. 19580819 198503 2 003

Manufacture of Formaldehyde from Methanol with Metal Oxide Process

Name : 1. Aulia Rizki N. C 2311 030 006
 2. Gita Ema Rosalina 2310 030 025
Department : Diploma of Chemical Engineering FTI-ITS
Lecturer : Ir. Elly Agustiani, M.Eng.

ABSTRACT

Indonesia is a developing country in every aspect including economic aspect. The economic development has a big impact to industrial development, particularly petrochemical. Formaldehyde is a chemical compound having several advantages, such as: plywood industry, pharmaceutical, and resin. Indonesia still been depending on this material and least exporting also the increasing world demand for this material become the strong enough reason to establish this plant on 2020.

The manufacture of formaldehyde consists 4 steps, which are raw material storage, raw material preparation, product formation, also product purification. The formaldehyde manufacture uses metanol as raw material and air using metal oxide process with the raw material conversion 98,4% and yield 94,4%. In addition, the catalyst used lasts about 12-18 months.

The plant is set to operate semicontinuously for 330 day/year with basis of 24 hours/day. Methanol needed is 28533,93 kg/day with supporting material of water process, and Iron Molybdenum catalyst. The utility demand is sanitation water, cooling water, boiler water, and water process of each 45 m³/day, 20,0635 m³/day, 28070,86304 m³/day and 1,43283 m³/day.

Keywords : formaldehyde, metal oxide, methanol, iron molybdenum

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah puji syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan rahmat serta hidayah-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul ***“Pabrik Formaldehide dari Methanol dengan Proses Metal Oxide”*** tepat pada waktunya. Tugas akhir ini merupakan syarat kelulusan bagi mahasiswa tahap diploma di Jurusan D3 Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.

Selama proses penyusunan laporan tugas akhir ini, penulis banyak sekali mendapat bimbingan, dorongan, saran, serta bantuan dari berbagai pihak. Untuk itu penulis ingin mengucapkan terimakasih kepada :

1. Kedua orang tua serta keluarga atas doa, dorongan, perhatian dan kasih sayang yang selalu diberikan selama ini.
2. Bapak Ir. Budi Setiawan, MT, selaku Ketua Program Studi D3 Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
3. Ibu Ir. Elly Agustiani, M.Eng, selaku Dosen Pembimbing atas kesabaran dan kepedulian yang telah diberikan.
4. Bapak Ir. Imam Syafril, MT, selaku Dosen Penguji Program Studi D3 Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
5. Ibu Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng, selaku Dosen Penguji Program Studi D3 Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
6. Bapak Achmad Ferdiansyah PP, ST, MT, selaku koordinator Tugas Akhir Program Studi D3 Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
7. Bapak Ir. Budi Setiawan, MT, selaku Dosen Wali Program Studi D3 Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
8. Ibu Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng, selaku Dosen Wali Program Studi D3 Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.

9. Segenap dosen, staff dan karyawan Program Studi D3 Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya yang turut membantu berjalannya Tugas Akhir ini.
10. Serta teman-teman dan semua pihak yang turut membantu dan mendukung berjalannya Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa laporan Tugas Akhir ini tidak lepas dari kekurangan. Oleh karena itu, kritik dan saran yang bersifat membangun dari pembaca sangat diharapkan. Semoga laporan Tugas Akhir ini memberikan manfaat bagi penulis dan pembaca.

Surabaya, Juni 2015

Penulis

DAFTAR ISI

ABSTRAK	i
ABSTRACT	ii
DAFTAR ISI	iii
DAFTAR GAMBAR	iv
DAFTAR TABEL	v
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Dasar Teori	I-8
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	
II.1 Macam Proses.....	II-1
II.2 Seleksi Proses	II-6
II.3 Uraian Proses.....	II-7
BAB III NERACA MASSA	III-1
BAB IV NERACA ENERGI	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI UTILITAS	
VI.1 Unit Penyediaan Air	VI-1
VI.2 Proses Pengolahan Air.....	VI-5
VI.3 Unit Penyediaan <i>Steam</i>	VI-8
VI.4 Kebutuhan Listrik.....	VI-9
VI.5 Perhitungan Kebutuhan Air	VI-9
BAB VII KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA	
VII.1 Kesehatan dan Keselamatan Kerja secara Umum	VII-1
VII.2 Kesehatan dan Keselamatan Kerja pada Pabrik <i>Formaldehyde</i>	VII-3
VII.3 Keselamatan pada Alat-alat Pabrik	VII-14
BAB VIII INSTRUMENTASI	
VIII.1 Instrumentasi secara Umum dalam Industri.....	VIII-1
VIII.2 Instrumentasi dalam Pabrik <i>Formaldehyde</i> dari Methanol dengan Proses <i>Metal Oxide</i>	VIII-4
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA	IX-1
BAB X KESIMPULAN	X-1
DAFTAR NOTASI	vi
DAFTAR PUSTAKA	vii
LAMPIRAN:	
1. Apendiks A – Neraca Massa	
2. Apendiks B – Neraca Energi	
3. Apendiks C – Spesifikasi Alat	
4. <i>Flowsheet</i>	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Gambar Lokasi Pabrik	I-7
Gambar 2.1	Diagram Alir Pabrik Formalin dengan <i>Silver Catalyst</i>	II-2
Gambar 2.2	Diagram Alir Pabrik Formalin dengan <i>Metal Oxide</i>	II-5

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Data Impor <i>Formaldehyde</i> di Indonesia	I-3
Tabel 1.2	Data Ekspor <i>Formaldehyde</i> di Indonesia ...	I-3
Tabel 1.3	Data Industri Produsen Methanol Internasional Tahun 2014	I-4
Tabel 1.4	Data Industri Produsen Methanol Nasional Tahun 2014	I-4
Tabel 1.5	Data Industri Produsen <i>Formaldehyde</i> Nasional	I-5
Tabel 1.6	Sifat Fisika Udara	I-11
Tabel 2.1	Kelebihan dan Kekurangan Proses <i>Silver Catalyst</i>	II-3
Tabel 2.2	Kelebihan dan Kekurangan Proses <i>Metal Oxide</i>	II-6
Tabel 2.3	Perbandingan Ketiga Proses Pembuatan Formaldehyde	II-6

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan Negara yang sedang berkembang dalam segala bidang termasuk dalam bidang pertumbuhan ekonomi. Kondisi perekonomian Internasional yang semakin tahun semakin membaik membuat dampak positif terhadap perkembangan industri khususnya industri petrokimia. Akan tetapi hal ini belum diikuti dengan kemampuan industri petrokimia di Indonesia untuk bersaing di pasar dunia akan pemenuhan kebutuhan produk-produk petrokimia. Guna meningkatkan kuantitas dan kualitas produksi di kaca Internasional, maka proses pengembangan industri di Indonesia perlu diperhatikan. Ketergantungan impor Indonesia terhadap bahan-bahan farmasi dan bahan kimia organik masih sangat banyak, selain itu kebutuhan impor akan bahan baku industri *plywood* juga semakin meningkat. Oleh karena itu bahan kimia *formaldehyde* dapat digunakan untuk mengatasi kebutuhan impor Indonesia yang masih sangat bergantung pada produksi Internasional.

I.1.1 Sejarah *Formaldehyde*

Senyawa kimia formaldehida (juga disebut metanal, atau formalin), merupakan aldehida dengan rumus kimia H_2CO , yang berbentuknya gas, atau cair yang dikenal sebagai formalin, atau padatan yang dikenal sebagai *paraformaldehyde* atau trioxane. Formaldehida awalnya disintesis oleh kimiawan Rusia Aleksandr Butlerov tahun 1859, tapi diidentifikasi oleh Hoffman tahun 1867 (*id.wikipedia.org*).

Pada umumnya, formaldehida terbentuk akibat reaksi oksidasi katalitik pada methanol. Oleh sebab itu, formaldehida bisa dihasilkan dari pembakaran bahan yang mengandung karbon dan terkandung dalam asap pada kebakaran hutan, knalpot mobil, dan asap tembakau. Dalam atmosfer bumi, formaldehida dihasilkan dari aksi cahaya matahari dan oksigen terhadap metana dan



hidrokarbon lain yang ada di atmosfer. Formaldehida dalam kadar kecil sekali juga dihasilkan sebagai metabolit kebanyakan organisme, termasuk manusia (*id.wikipedia.org*).

Meskipun dalam udara bebas formaldehida berada dalam wujud gas, tetapi bisa larut dalam air (biasanya dijual dalam kadar larutan 37% menggunakan merk dagang 'formalin' atau 'formol'). Dalam air, formaldehida mengalami polimerisasi dan sedikit sekali yang ada dalam bentuk monomer H_2CO . Umumnya, larutan ini mengandung beberapa persen methanol untuk membatasi polimerisasinya. Formalin adalah larutan formaldehida dalam air, dengan kadar antara 10%-40% (*id.wikipedia.org*).

Meskipun formaldehida menampilkan sifat kimiawi seperti pada umumnya aldehida, senyawa ini lebih reaktif daripada aldehida lainnya. Formaldehida merupakan elektrofil, bisa dipakai dalam reaksi substitusi aromatik elektrofilik dan senyawa aromatik serta bisa mengalami reaksi adisi elektrofilik dan alkena. Dalam keberadaan katalis basa, formaldehida bisa mengalami reaksi Cannizzaro, menghasilkan asam format dan methanol. Formaldehida bisa membentuk trimer siklik, 1,3,5-trioksana atau polimer linier polioksimetilena. Formasi zat ini menjadikan sifat-sifat gas formaldehida berbeda dari sifat gas ideal, terutama pada tekanan tinggi atau udara dingin. Formaldehida bisa dioksidasi oleh oksigen atmosfer menjadi asam format, karena itu larutan formaldehida harus ditutup serta diisolasi supaya tidak kemasukan udara (*id.wikipedia.org*).

I.1.2 Alasan Pendirian Pabrik

Sesuai data yang diperoleh di *www.highbeam.com* diperkirakan bahwa konsumsi *formaldehyde* di dunia antara tahun 2012 sampai tahun 2018 mencapai kenaikan sekitar 7,5%. Hal ini juga dibuktikan dengan semakin besarnya kapasitas produksi methanol sebagai bahan baku pembuatan *formaldehyde*, data pendukung ini didapat dari *www.methanex.com*. Berikut ini merupakan data impor *formaldehyde* di Indonesia.

**Tabel 1.1** Data Impor *Formaldehyde* di Indonesia

Tahun Impor	Kebutuhan (TON)
2007	23,1
2008	244,3
2009	32,7
2010	193
2011	124,1

(Sumber : Data Impor Kementerian Perindustrian, 2014)

Tabel 1.2 Data Ekspor *Formaldehyde* di Indonesia

Tahun Impor	Kebutuhan (TON)
2007	143,2
2008	513,1
2009	-
2010	-
2011	-

(Sumber : Data Ekspor Kementerian Perindustrian, 2014)

Untuk mengurangi ketergantungan impor dan menambah ekspor Indonesia terhadap bahan kimia *formaldehyde*, dan memperluas kesempatan kerja guna meningkatkan produksi dalam negeri serta menyeimbangkan struktur ekonomi di Indonesia maka Indonesia harus melakukan pembangunan dengan pemanfaatan sumber daya alam dan sumber daya manusia yang dimiliki. Salah satu wujud pembangunan sumber tersebut adalah dengan pembangunan pada sektor industri *formaldehyde*.



1.1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku dapat diperoleh dari dalam negeri maupun luar negeri (*import*). Berikut merupakan data perusahaan pemasok bahan baku utama (methanol) di dunia.

Tabel 1.3 Data Industri Produsen Methanol Internasional Tahun 2014

Negara	Kapasitas dan Produksi (ributon/tahun)	
	Kapasitas	Produksi
New Zealand	608	595
Atlas (Trinidad) (63,1% interest)	281	234
Titan (Trinidad)	218	185
Egypt (50% interest)	158	50
Medicine Hat (Canada)	140	130
Chile I dan IV	430	10
Geismar I dan II (Louisiana, USA)	-	-
Total	1.835	1.204

(Sumber: www.methanex.com)

Sedangkan industri penghasil methanol di Indonesia menurut www.datacon.co.id adalah sebagai berikut :

Tabel 1.4 Data Industri Produsen Methanol Nasional Tahun 2014

Nama Industri	Kapasitas (ton/tahun)
Kaltim Methanol Industry	660.000



Dari data yang diperoleh dapat dipastikan bahwa ketersediaan bahan baku sangat menjanjikan untuk keberlanjutan pabrik *formaldehyde* yang akan didirikan.

I.1.4 Kebutuhan dan Aspek Pasar

Formaldehyde merupakan salah satu bahan dasar kimia yang sangat penting dan dibutuhkan ribuan industri manufaktur di seluruh dunia. Khususnya industri yang memproduksi aldehida. *Formaldehyde* jarang bahkan tidak pernah dapat digantikan oleh bahan kimia lain. Secara umum menggantikan bahan *formaldehyde* ini sangat mahal, dan tidak lebih beracun dibandingkan *formaldehyde*. Oleh karena itu pasar baik nasional maupun internasional sangat membutuhkan keberadaan bahan kimia ini. Selain itu, industri *formaldehyde* yang akan kami dirikan ini dapat memenuhi permintaan pasar nasional dan internasional sehingga bisamembantu menyetabilkan keuangan negara melalui komoditi ekspor.

I.1.5 Kapasitas dan Lokasi Pabrik

I.1.5.1 Penentuan Kapasitas Produksi

Pendirian pabrik *formaldehyde* sangat diperlukan untuk memenuhi kebutuhan *formaldehyde* Indonesia sendiri. Hal ini dapat dibuktikan dengan data yang diperoleh dari Kementerian Perindustrian Indonesia tahun 2007-2011 mengenai data impor *formaldehyde* yang tercantum dalam Tabel I.1. Salah satu faktor yang harus diperhatikan dalam pendirian suatu pabrik adalah kapasitas produksi. Pabrik *formaldehyde* ini direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2020, dengan mengacu pada pemenuhan kebutuhan impor serta kebutuhan ekspor.

Tabel 1.5 Data Industri Produsen *Formaldehyde* Nasional

Nama Industri	Kapasitas (ton/tahun)
PT. Arjuna Utama Kimia	23.000
PT. Pamolite Adhesive Insudtry	36.000

*Bab I Pendahuluan*

PT. Superin	36.000
PT. Lakosta Indah	28.000
PT. Dyno Mugi Indonesia	29.400
PT. Batu Penggal Chemical Industry	28.000
PT. Kurnia Kapuas Utama Glue Industry	38.000
PT. Intan Wijaya Chemical Industry	61.500
PT. Dofer Chemical	60.000
PT. Sabak Indah	72.000
PT. Duta Pertiwi Nusantara	50.000
PT. Kayulapis Indonesia (Jateng)	20.000
PT. Gelora Citra Kimia Abadi	48.000
PT. Kayulapis Indonesia (Irja)	40.000
PT. Duta Rendra Mulia	33.500
PT. Binajaya Roda Karya	45.000
PT. Perawang Perkasa Industry	48.000
PT. Belawandeli Chemical	30.000
PT. Putra Sumber Kimindo	45.000
PT. Orica Resindo Mahakam	35.000

Sumber : news.detik.com



Bab I Pendahuluan

Menimbang dari data impor, ekspor serta data produsen industri *formaldehyde* nasional maka dapat ditentukan kapasitas produksi industri *formaldehyde* yang akan didirikan yaitu 25.000 ton/tahun.

I.1.5.2 Menentukan Lokasi Pabrik



Gambar 1.1 Gambar Lokasi Pabrik

Lokasi perusahaan merupakan hal yang penting dalam menentukan kelancaran usaha. Kesalahan pemilihan lokasi pabrik dapat menyebabkan biaya produksi menjadi mahal sehingga tidak ekonomis. Hal-hal yang menjadi pertimbangan dalam menentukan lokasi suatu pabrik meliputi letak pabrik terhadap pasar, letak pabrik terhadap bahan baku, tersedianya tenaga kerja serta tersedianya sarana dan prasarana yang meliputi listrik, air dan jalan raya (transportasi).

. Lokasi yang dipilih untuk pendirian Pabrik *formaldehyde* ini adalah di daerah kota Bontang, Kalimantan Timur. Alasan pemilihan lokasi ini antara lain:

1) Penyediaan bahan baku

Bahan baku pembuatan *formaldehyde* adalah methanol. Kota Bontang, Kalimantan Timur merupakan salah satu tempat PT. Kaltim Methanol yaitu pabrik pemasok bahan



baku untuk pabrik *formaldehyde*.

2) Pemasaran Produk

Kota Bontang memiliki 1 bandara, 3 pelabuhan, dan 1 terminal. Letak kota ini yang strategis sangat memudahkan untuk komoditi ekspor maupun pemerataan hasil produksi ke seluruh pabrik di Indonesia yang membutuhkan *formaldehyde*. Selain itu konsumen bahan kimia ini sebagian besar tersebar di daerah Kalimantan, sehingga biaya transportasi yang dibutuhkan akan lebih sedikit.

3) Tenaga Kerja

Bontang merupakan kota industri yang sebagian besar penduduknya merupakan pekerja di industri maupun pertambangan. Menurut data dari BPS (Badan Pusat Statistik) tahun 2014 penduduk di daerah Bontang utara saja sekitar 72.676 jiwa dengan jumlah laki-laki saja sekitar 39.284 jiwa.

4) Penyediaan Air

Bontang merupakan daerah yang dekat dengan laut. Di dalam perencanaan pabrik ini, air diperlukan untuk memenuhi kebutuhan-kebutuhan selama berlangsungnya proses produksi. Air tersebut dipergunakan sebagai air proses, air sanitasi dan air umpan boiler.

1.2 Dasar Teori

Formaldehyde adalah zat kimia dengan bentuk gas pada suhu kamar, tanpa warna, *flammable*, dengan bau yang menyengat. *Formaldehyde* merupakan precursor penting untuk pembuatan material dan kimia lain. Cairan yang sering diperdagangkan yang merupakan *formaldehyde* dalam air dinamakan Formalin, yang mempunyai fungsi disinfektan dan sering dipakai untuk mengawetkan spesimen *biological* (*id.wikipedia.org*).

Emisi/pancaran gas *formaldehyde* yang terpaksa atau secara tidak sengaja, bahkan secara tidak sadar dihirup tidak kalah berbahayanya dengan makanan berformalin yang dikonsumsi manusia, dikatakan lebih berbahaya, karena gas *formaldehyde*



Bab I Pendahuluan

yang terhirup akan berhubungan langsung dengan selaput lendir tenggorokan, efek negatifnya lebih cepat dibanding dengan makanan berformalin yang masuk kedalam perut (www.wordpress.com).

Formaldehyde, disebut juga ”methanal”, merupakan senyawa kimia golongan *aldehyde*, dengan rumus kimia HCOH , berbentuk gas. *Formaldehyde* dihasilkan dari membakar bahan yang mengandung karbon. Dikandung dalam asap dari kebakaran hutan, asap knalpot mobil, dan asap tembakau. Dalam atmosfer bumi, formaldehyde dihasilkan dari pengaruh cahaya matahari dan oksigen terhadap gas methane, dari metabolisme hidrokarbon oleh microorganisme, dan juga oleh manusia (www.wordpress.com).

Dalam udara bebas *formaldehyde* berada dalam bentuk gas, tapi bisa larut dalam air, larutan pekat *formaldehyde* dalam air disebut formalin, kadar *formaldehyde* dalam formalin 37% b/b atau 40% v/v, dalam air *formaldehyde* mengalami polimerisasi, sedikit sekali yang ada dalam bentuk monomer HCOH , untuk membatasi polimerisasi ditambahkan 6 – 13% methanol. *Formaldehyde* bisa dioksidasi oleh oksigen atmosfer menjadi asam format, karena itu larutan *formaldehyde* atau formalin harus ditutup rapat dalam wadah yang kedap udara (www.wordpress.com).

Beberapa macam proses yang dapat digunakan untuk membuat *formaldehyde*. Proses-proses yang sering digunakan antara lain :

a. Proses *Silver Catalyst*

- Menggunakan katalis perak
- Katalis ini berumur sekitar 3-8 bulan
- Beroperasi pada tekanan atmosfer dan suhu tinggi sekitar 600-650°C
- Reaksi yang terjadi:

$$\text{CH}_3\text{OH}_{(g)} + \frac{1}{2}\text{O}_{2(g)} \rightarrow \text{CH}_2\text{O}_{(g)} + \text{H}_2\text{O}_{(g)}$$

$$\text{CH}_3\text{OH}_{(g)} \rightarrow \text{CH}_2\text{O}_{(g)} + \text{H}_{2(g)}$$
- Pada proses ini konversi yang dapat dicapai 61,5% dengan *yield* total mencapai 89,1%.

b. Proses *Metal Oxide Catalyst*



- Menggunakan katalis *Iron Molybdenum*
- Katalis berumur sekitar 12-18 bulan
- Beroperasi pada tekanan 1-1,5 atm dengan suhu 300-400°C
- Reaksi yang terjadi :
$$\text{CH}_3\text{OH} + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{CH}_2\text{O} + \text{H}_2\text{O}$$
- Konversi yang dicapai 98% dengan *yield* 94,4%
(*Othmer vol. 11*)

I.3 Kegunaan

Kegunaan *formaldehyde* dalam industri:

1. Sebagai resin, dapat menghasilkan resin bila direaksikan dengan urea, *melamine*, dan *phenol*. Resin ini akan digunakan pada industri *wood working*, *coating*, *particleboards*.
2. Bahan intermediet untuk proses senyawa kimia lain, seperti 1,4 butanadiol, EDTA, hexameten tetramin.
3. Penggunaan langsung, bisa dijadikan sebagai penghambat korosi, *electroplating* dan *finishing* kaca dalam industri logam, bahan pengawet dan desinfektan dalam dunia kedokteran serta kecantikan.

(*Othmer vol. 11*)

I.4 Sifat Fisika dan Kimia

I.4.1 Bahan Baku Utama

1. Methanol

Bentuk : *liquid*, berbau khas

Rumus Molekul: CH_3OH

Berat Molekul : 32,0 gram/mol

Boiling point : 65°C

Melting point : -98°C

Berat Jenis : 0,79 gr/mL

Tekanan Uap : 160 mmHg pada 30°C



Bab I Pendahuluan

Titik Nyala : 12°C
 Larut dalam air, benzen, etanol, eter, keton, dan pelarut organik
 Mudah larut dalam air dingin dan air panas
 (<http://ik.pom.go.id/2014/katalog/METANOL.pdf>)

2. Udara

(Campuran utama gas N₂ dan O₂ sebesar 79% dan 21%)

Tabel 1.6 Sifat Fisika Udara

Sifat Fisika	N ₂	O ₂
Berat Molekul	28	32
Wujud	Gas tidak berwarna	Gas tidak berwarna
<i>Specific gravity</i>	12,5	1,71
Titik Lebur, °C, P = 1 atm	-209,68	-218,4
Titik Didih, °C, P = 1 atm	-195,8	-183
Suhu Kritis, °K	126,2	154,6

(Mc.Ketta vol. 23)

I.4.2 Bahan Baku Pendukung

1. Iron Molybdenum

Wujud : padat
 Umur Katalis : 12-18 bulan
 Rumus Molekul : Fe₂(MoO₄)₃
 Ratio Perbandingan Fe/Mo : 1/3
 Ukuran : ¼ in x ¼ in
 Bulk density : 70 lb/ft³
 Particle density : 126 lb/ft³

(Manufacture of urea formaldehyde)

**I.4.3 Bahan Produk**1. *Formaldehyde 37% berat*

Bentuk	: <i>liquid</i>
pH	: 3
<i>Boiling point</i>	: 98°C
<i>Melting point</i>	: -15°C
Berat Jenis	: 1,08
Temperatur Uap	: 2,4kPa @20°C
Densitas Uap	: 1,03
Kelarutan	: Mudah larut pada air dingin, dietil eter, aseton, alkohol
<i>(MSDS Formaldehyde 37%)</i>	

2. *Formic Acid*

Bentuk	: <i>liquid</i> , bau tajam
Berat Molekul	: Tidak dapat digunakan
<i>Boiling point</i>	: 100,67°C
<i>Melting point</i>	: 8,4°C
<i>Specific gravity</i> : 1,21	
Kelarutan	: Mudah larut dalam acetone, air dingin, air hangat
<i>(MSDS Formic Acid)</i>	

BAB II

MACAM DAN URAIAN PROSES

II.1 Macam Proses

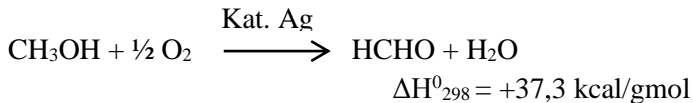
Pada proses pembuatan *formaldehyde* dari methanol dapat dilakukan dengan 2 cara yaitu proses *silver catalyst* dan proses *metal oxide*. Kedua proses ini memiliki kelebihan dan kekurangan masing-masing.

II.1.1 Proses *Silver Catalyst*

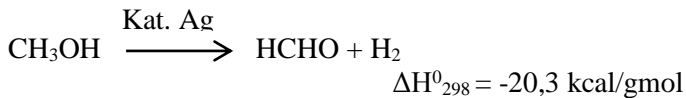
Proses ini menggunakan katalis perak dengan reaktor *fixed bed multitube*. Katalis ini berbentuk kristal-kristal perak atau *spherical* yang ditumpuk pada *tube*. Katalis ini mempunyai umur sekitar 3–8 bulan dan mudah teracuni oleh sulfur dan beberapa logam dari golongan transisi.

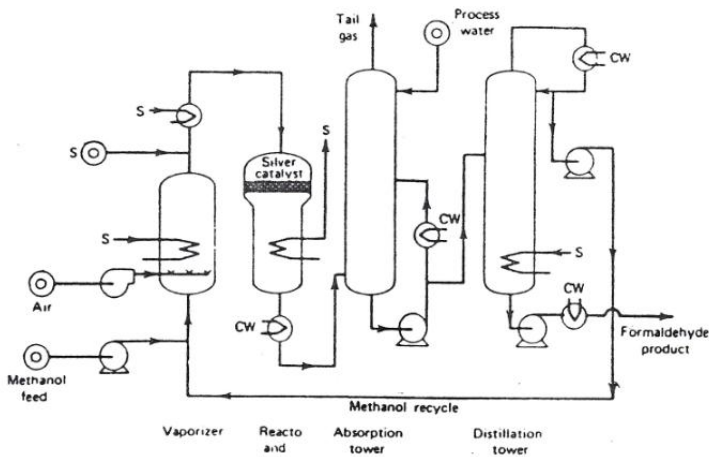
Dalam proses ini *formaldehyde* dihasilkan dari reaksi oksidasi dan reaksi dehidrogenasi.

1. Reaksi Oksidasi



2. Reaksi Dehidrogenasi





Gambar 2.1 Diagram Alir Pabrik Formalin dengan *Silver Catalyst*

Gambar diatas adalah diagram alir pabrik formalin menggunakan katalis perak. Campuran umpan yang dihasilkan oleh *sparging air* ke kolam methanol yang dipanaskan dan menggabungkan uap dengan *steam*. Campuran melewati superheat exchangerater ke tempat kristal perak atau lapisan kasa perak. Produk ini kemudian didinginkan dengan cepat dalam *steam* generator kemudian dalam *heat exchanger* yang menggunakan air dan diumpankan pada menara absorpsi bagian bawah. Sebagian besar metanol, air, dan *formaldehyde* dikondensasikan pada bagian air pendingin dalam bawah menara dan penghilangan sempurna dari metanol yang tersisa dan *formaldehyde* dari gas sisa terjadi pada bagian atas absorber dengan kontak berlawanan dengan air proses yang bersih. Bagian bawah absorber ke menara distilasi dimana metanol dimanfaatkan kembali untuk daur ulang ke reaktor. Dasar aliran dari distilasi, larutan *formaldehyde*, biasanya dilewatkan ke unit *anion exchanger* yang mengurangi *formic acid* ke tingkat yang spesifik.



Bab II Macam dan Uraian Proses

Produk tersebut mengandung 55% *formaldehyde* dan kurang dari 0,1 % methanol. (*Othmer, Vol 11, hal 238*)

Secara keseluruhan reaksinya adalah reaksi eksotermis dan terjadi pada suhu yang tinggi yaitu 600°C - 650°C dan tekanan atmosfer. Konversi yang terjadi sekitar 65-75 % dan yield yang diperoleh sekitar 89,1%. Pada proses ini udara yang dimurnikan direaksikan dengan methanol dalam reactor katalitik. Produk didinginkan dengan cepat dengan pendinginan dowterm A, selanjutnya dialirkan ke menara absorber dimana methanol, air dan formaldehid terkondensasi di dasar menara. Untuk memurnikan produk sesuai dengan keinginan dilakukan pemurnian dengan proses destilasi. (*Mc Ketta 23, p.356, 1983*)

Formaldehyde cair bersifat korosif terhadap baja karbon tetapi tidak dalam fasa uap. Semua bagian dari peralatan manufaktur pembuatan formaldehid panas harus terbuat dari paduan anti korosi seperti *stainless steel* tipe-316. Secara teoritis, reaktor dan seluruh peralatan dapat dibuat dari baja karbon, tetapi dalam prakteknya paduan yang diperlukan pada bagian pabrik untuk melindungi katalis perak yang sensitif dari kontaminasi logam. (*Othmer, Vol 11, hal 238*)

Tabel II.1 Kelebihan dan kekurangan Proses Silver Catalyst

Kelebihan	Kekurangan
Tekanan atmosferik Konsentrasi produk lebih bervariasi karena menggunakan menara distilasi	Suhu operasi tinggi (600-650°C) Memerlukan alat distilasi Umur katalis pendek (3-8 bulan) Yieldnya rendah (89,1%) Konversinya rendah (65,1%)

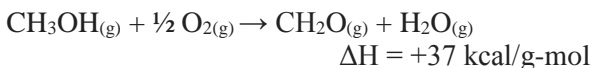


II.1.2 Proses *Metal Oxide*

Oksidasi methanol untuk menghasilkan formaldehyde dengan menggunakan katalis Vanadium Pentoksida pertama kali dipatenkan pada tahun 1921, kemudian pada tahun 1933 dipatenkan penggunaan katalis Iron Molybdenum yang digunakan sampai sekarang. Katalis ditingkatkan dengan modifikasi oleh sejumlah kecil oksida lainnya dan metode persiapan dan aktivasi. Pada tahun 1952, pabrik komersial pertama menggunakan katalis Iron Molybdenum pada prosesnya.

Sama seperti proses silver catalyst, semua formaldehyde dibuat dengan reaksi eksotermis pada suhu 300-400°C dan tekanan atmosfer. Dengan control suhu yang tepat, konversi methanol lebih besar dari 99% dapat dipertahankan. Produk samping yang dihasilkan adalah carbon monooksida dan dimetil eter, dan sejumlah kecil karbondioksida dan asam format. Hasil pabrik secara keseluruhan adalah 88-91%.

Pada proses metal oxide, digunakan Iron Molybdenum dan Vanadium Pentoksida sebagai katalis. Proses metal oxide atau yang disebut dengan proses Formox, dapat digambarkan sebagai reaksi oksidasi



Pada range suhu 270-400°C, konversi pada tekanan atmosfer hampir sempurna. Tetapi, konversi tergantung suhu karena pada suhu lebih dari 470°C reaksi samping meningkat jauh:

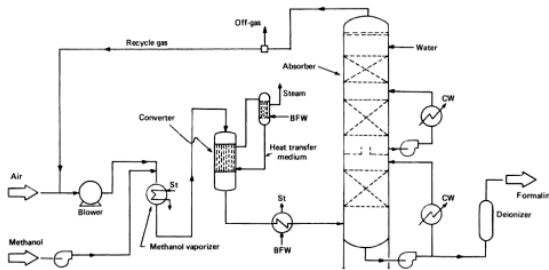


FIG. 7. Flow diagram for formaldehyde manufacture by the mixed oxide catalyst process.

Gambar 2.2 Diagram Alir Pabrik Formalin dengan *Metal Oxide*

Seperti yang ditunjukkan pada diagram alir di atas, umpan metanol dilewatkan menuju evaporator panas-uap. Udara bersih dan gas daur ulang dari tower absorpsi dicampur, dan bila perlu dipanaskan terlebih dahulu dengan maksud sebagai aliran produk dalam heat exchanger sebelum diumpunkan ke dalam evaporator. Umpan gas melewati pipa penuh katalis dalam reaktor penukar panas. Ciri reaktor untuk proses ini memiliki shell dengan diameter kurang lebih 2,5m yang terdapat pipa dengan panjang hanya 1 - 1,5 m. Minyak dengan transfer panas pemanasan tinggi bersirkulasi di luar pipa dan menghilangkan panas reaksi dari katalis dalam pipa. Proses menggunakan udara berlebih dan suhu dikontrol secara isothermal pada kurang lebih 340°C ; *steam* secara simultan dihasilkan pada boiler. Umpan udara-metanol pasti merupakan campuran yang mudah terbakar, tetapi jika kandungan oksigen dikurangi hingga kurang lebih 10% mol dengan menggantikan udara secara parsial dengan udara sisa dari kolom absorpsi, kandungan metanol pada umpan dapat ditingkatkan tanpa membentuk campuran yang eksplosif. Setelah meninggalkan reaktor, gas didinginkan hingga 110°C dalam unit penukar panas dan dilewatkan pada dasar kolom absorber. Konsentrasi *formaldehyde* diatur dengan mengontrol jumlah air proses yang ditambahkan pada puncak kolom. Produk dipisahkan



dari sistem sirkulasi pendinginan air pada dasar kolom absorpsi dan diumpukan melalui unit *anion-exchange* untuk mengurangi kandungan asam format. Produk akhir mengandung hingga 55% berat formaldehida dan 0,5-1 % berat methanol. (*Ullmann vol 15, p.13, 1971*)

Methanol uap dicampur dengan udara dan gas recycle kemudian direaksikan dengan katalis iron-molybdenum oxide dalam sebuah reactor fixed bed multitube. Konversi yang diperoleh bisa mencapai 98,4% dengan yield formaldehid 94,4% (*Ketta, vol 23, hal 364*)

Tabel II.2 Kelebihan dan kekurangan Proses Metal Oxide

Kelebihan	Kekurangan
Konversinya lebih tinggi (98%) Suhu lebih rendah dari silver catalyst (300-400°C) Yieldnya lebih tinggi dibanding silver catalyst (94,4%) Tekanan atmosferik Umur katalis lama (12-18 bulan)	Konsentrasi produk yang dihasilkan kurang bervariasi

II.2 Seleksi Proses

Tabel II.3 Perbandingan Ketiga Proses Pembuatan Formaldehyde

Parameter	Silver Catalyst	Metal Oxide
Suhu operasi	833 – 893 °K	473 – 560 °K
Tekanan operasi	1,3 atm	1 – 1,5 atm
Konversi	65,1 %	98,4 %
Yield	89,1 %	94,4 %
Katalis	Perak / (3-8 bulan)	Iron Molybdenum / (12-18 bulan)
Alat		



Dari ketiga proses diatas digunakan proses Metal Oxide, dengan pertimbangan:

- Konversi maupun yieldnya tinggi, artinya proses tersebut dapat menghasilkan produk dengan kuantitas yang lebih banyak untuk satuan bahan baku yang sama jika dibandingkan dengan proses silver catalyst.
- Suhu dan tekanan operasi rendah jika dibandingkan dengan proses silver catalyst. Hal ini berkaitan dengan desain peralatan menjadi lebih heat exchangermat bahan dan system pengamanan yang lebih mudah terkontrol.
- Lebih ekonomis, hal ini didasarkan referensi, Mc. Ketta vol 23 hal 365, total fixed capital investment dengan basis kapasitas 100.000.000 lb/tahun proses Metal Oxide (US \$4.600.000) lebih rendah dibandingkan proses Silver Catalyst (US \$5.400.000)

Untuk menghasilkan formaldehid 37% berat, tidak memerlukan menara distilasi seperti yang terdapat pada proses silver catalyst. Jumlah peralatan yang digunakan pun lebih sedikit, sehingga lebih mengheat exchangermat biaya investasi dan perawatan selama pabrik berdiri. Meskipun demikian, pada proses oksida juga terdapat kekurangan antara lain tidak bisanya merubah komposisi produk dikarenakan tidak adanya menara destilasi seperti yang terdapat pada proses *silver catalyst*.

II.3 Uraian Proses Terpilih

Proses pembentukan *formaldehyde* dari methanol dan udara dibagi menjadi tiga tahap, yaitu:

1. Tahap penyiapan bahan baku
2. Tahap pembentukan produk
3. Tahap pemurnian produk



II.3.1 Tahap penyiapan bahan baku

Tahap penyiapan bahan baku ini bertujuan untuk:

- Menguapkan fase methanol menjadi gas di dalam alat vaporizer.
- Mengkondisikan temperatur umpan methanol dan oksigen sehingga sesuai dengan kondisi reaktor.

Bahan baku utama berupa methanol dan oksigen. Umpan pertama adalah methanol yang diambil dari tangki penyimpanan pada kondisi cair temperatur 30°C dan tekanan 1 atm. Methanol diumpankan ke dalam vaporizer menggunakan pompa sehingga tekanan umpan methanol naik sampai dengan 3,3 atm. Pada alat vaporizer, methanol diubah fasenya dari bentuk cair ke dalam bentuk gas pada suhu 72°C. Uap methanol keluaran vaporizer kemudian diumpankan ke separator untuk memisahkan cairan dengan uapnya.

Umpan kedua yaitu oksigen yang didapat dari udara lingkungan sekitar. Meskipun yang digunakan hanya oksigen, tidak dilakukan separasi antara oksigen dengan komponen lainnya karena selain sulit dilakukan, komponen lainnya seperti nitrogen dapat dimanfaatkan untuk menyerap panas pada saat di reaktor. Udara ini dilewatkan filter untuk memisahkan debu dan tetes cairan yang ada di udara. Udara dengan tekanan 1 atm dan temperature 30°C diumpankan dengan menggunakan blower sehingga tekanan udara naik sampai dengan 1,3 atm. Umpan udara ini akan terlebih dahulu bercampur dengan *recycle* gas dari absorber kemudian dipanaskan dengan menggunakan *heat exchanger* hingga mencapai suhu operasi reaktor yaitu 260°C.



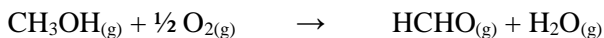
II.3.2 Tahap pembentukan produk

Pada tahap ini umpan methanol dan oksigen yang telah dikondisikan akan bereaksi didalam reaktor *fixed bed multitube*. Reaksi oksidasi methanol menghasilkan *formaldehyde* pada reaktor *fixed bed multitube* berlangsung dalam fase gas pada suhu 260°C dan tekanan 1,3 atm. Umpan masuk ke dalam reaktor melalui tube-tube yang berisi katalis. Katalis yang digunakan adalah *iron molybdenum oxide* ($\text{Fe}_2\text{O}_3\text{MoO}_3\text{Cr}_2\text{O}_3$) yang memiliki masa aktif sampai dengan 18 bulan.

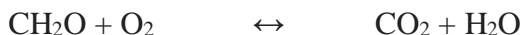
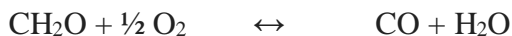
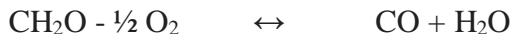
Reaksi oksidasi methanol berlangsung secara non isothermal dan non adiabatik. Reaksi oksidasi methanol merupakan reaksi eksotermis sehingga selama reaksi berlangsung akan dilepas sejumlah panas. Kenaikan temperatur yang terjadi dalam reaktor sangat tidak diinginkan sehingga dibutuhkan medium pendingin untuk menyerap panas yang terjadi selama reaksi dalam reaktor tersebut berlangsung. Pendingin yang digunakan adalah Downterm A. Pendingin ini akan mempertahankan kondisi operasi reaktor yakni pada suhu 260°C dan tekanan 1,3 atm.

Berikut adalah reaksi yang terjadi di dalam reactor

✓ Reaksi utama:



✓ Reaksi samping:



Pada temperatur 260°C dan tekanan 1,3 atm, konversi methanol bisa mencapai 98%. Temperatur sangat mempengaruhi konversi yang terbentuk. Oleh karena itu, medium pendingin sangat berperan penting untuk mencegah terbentuknya reaksi samping yang tidak diinginkan.



II.3.3 Tahap pemurnian produk

Tahap pemurnian produk bertujuan untuk:

- Memisahkan O_2 , N_2 , CO_2 , CO dari absorber
- Memisahkan larutan *formadehyde* dari asam format untuk diambil sebagai produk.

Produk keluaran reactor harus segera didinginkan untuk menghindari terbentuknya reaksi samping. Pendinginan dilakukan oleh *heat exchanger* hingga suhu $110^{\circ}C$ sebelum diumpankan ke absorber.

Produk reaktor dimasukkan ke dalam absorber pada suhu $110^{\circ}C$ dan tekanan 1,3 atm. Komponen O_2 dan N_2 dipisahkan dari produk reaktor pada alat pemisah absorber dengan pelarut air dengan suhu masuk $110^{\circ}C$. Air masuk dan disempotkan dari atas absorber. Absorber bekerja berdasarkan sifat kelarutan dimana *formaldehyde* dan methanol akan larut dalam air sedangkan O_2 , N_2 , CO_2 , Ar , CO tidak larut dalam air. Gas yang tidak terserap oleh absorber akan *direcycle* kembali sebagai umpan dan sebagian dibuang. Produk bawah dari absorber yang bersuhu $29,7^{\circ}C$. Produk tersebut kemudian dipompa menuju *ion exchanger* yang bertujuan untuk menyerap asam format. Produk keluaran dari *ion exchanger* merupakan produk *formaldehyde* dengan kadar 37% yang kemudian dipompakan menuju tangki penyimpanan produk.

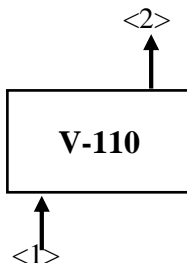
BAB III NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 25000 ton/tahun
 Operasi : 330 hari/tahun, 24 jam/hari
 Satuan Massa : Kg
 Basis Waktu : 1 Jam

Dari basis waktu yang digunakan dapat ditentukan kapasitas produksi perjam adalah 3156,57 Kg/Jam. *Yield* dari proses produksi *formaldehyde* sebesar 94,4 % (*Mc. Ketta*). Dari *yield* didapatkan bahan baku yang masuk adalah 3343,82 Kg/Jam.

1. Alat Vaporizer (V-110)

Kegunaan : Untuk merubah fase methanol dari *liquid* menjadi ke fase *vapor*

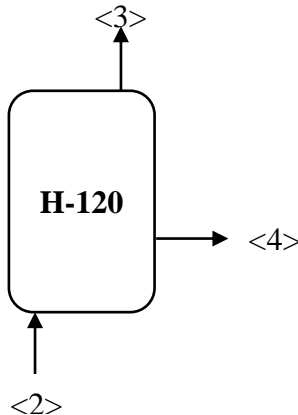


Aliran masuk		Aliran keluar	
<1>	Kg/Jam	<2>	Kg/Jam
CH ₃ OH	1177,02448	CH ₃ OH	1177,02448
H ₂ O	11,889	H ₂ O	11,889
Total	1188,913618	Total	1188,913618



2. Alat Separator (H-120)

Kegunaan : Untuk memisahkan methanol fase *vapor* dan methanol yang masih fase *liquid*

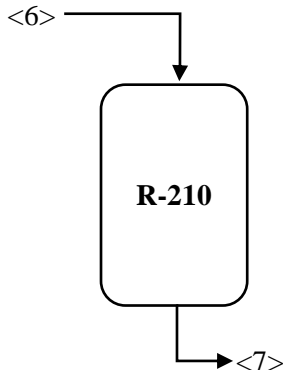


Aliran masuk		Aliran keluar	
<2>	Kg/Jam	<3>	Kg/Jam
CH ₃ OH	1177,02448	CH ₃ OH	1177,02448
H ₂ O	11,889	<4>	Kg/Jam
		H ₂ O	11,889
Total	1188,9136	Total	1188,9136



3. Alat Reaktor (R-210)

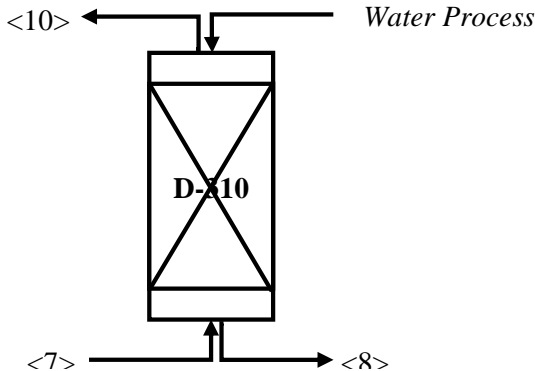
Kegunaan : Untuk mereaksikan methanol fase *vapor* dan oksigen dengan bantuan katalis *Iron Molybdenum*



Aliran masuk		Aliran keluar	
<6>	Kg/Jam	<7>	Kg/Jam
CH ₃ OH	1177,0245	CH ₃ OH	18,83239171
O ₂	2377,827237	O ₂	1792,871435
N ₂	7827,014654	N ₂	7827,014654
		CH ₂ O	1074,828791
		CHOOH	16,6490113
		CO	0,10032839
		CO ₂	0,015764313
		H ₂ O	651,5539967
Total	11381,8664	Total	11381,8664

**4. Alat Absorber (D-310)**

Kegunaan : Untuk menghilangkan gas CO, CO₂ yang terbentuk serta gas O₂ dan N₂ yang tidak ikut bereaksi

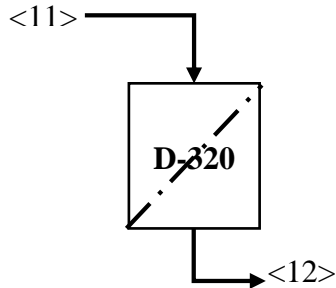


Aliran masuk		Aliran keluar	
<7>	Kg/Jam	<10>	Kg/Jam
CH ₃ OH	18,83239171	O ₂	1792,871435
O ₂	1792,871435	N ₂	7827,014654
N ₂	7827,014654	CO	0,10032839
CH ₂ O	1074,828791	CO ₂	0,015764313
CHOOH	16,6490113	CHOOH	16,316
CO	0,10032839		
CO ₂	0,015764313		
H ₂ O	651,5539967		
WP	Kg/Jam	<8>	Kg/Jam
H ₂ O	1426,64	CH ₃ OH	18,83239171
		CH ₂ O	1074,828791
		CHOOH	0,333
		H ₂ O	2078,1954
Total	12808,5078	Total	12808,5078



5. Alat Ion Exchanger (D-320)

Kegunaan : Untuk menghilangkan *formic acid* yang terbentuk dengan menggunakan NaOH



Aliran masuk		Aliran keluar	
<8>	Kg/Jam	<9>	Kg/Jam
CH ₃ OH	18,83239171	CH ₃ OH	18,83239171
CH ₂ O	1074,828791	CH ₂ O	1074,828791
CHOOH	0,333	CHOOH	0
H ₂ O	2078,1954	H ₂ O	2078,1954
			Diikat NaOH
		CHOOH	0,333
Total	3172,19	Total	3172,19

BAB IV NERACA ENERGI

Kapasitas produksi : 25000 ton/tahun
 Basis Operasi : 1 jam
 T referensi : 25°C
 Satuan : kKal/Jam

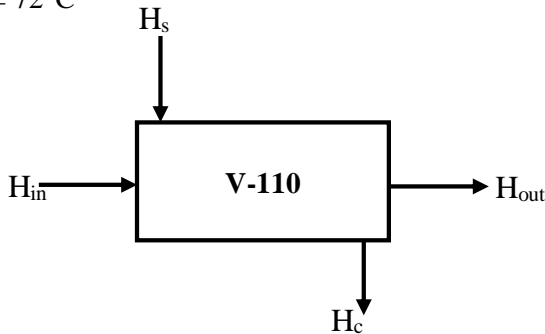
Dari perhitungan neraca massa maka dapat ditentukan kebutuhan *steam* yang digunakan serta panas yang dikandung tiap-tiap bahan.

1. Alat Vaporizer (V-110)

Kegunaan : Untuk merubah fase methanol dari *liquid* menjadi ke fase *vapor*

$T_{in} = 30^{\circ}\text{C}$

$T_{out} = 72^{\circ}\text{C}$



Masuk		Keluar	
H_{in}	= 3977,129458	H_{out}	= 1443,823917
Q_{supply}	= 1775422,622	H_v	= 1689184,796
		Q_{loss}	= 88771,13109
Total	1779399,751		1779399,751
Total	425286,7474		425286,7474

kJ

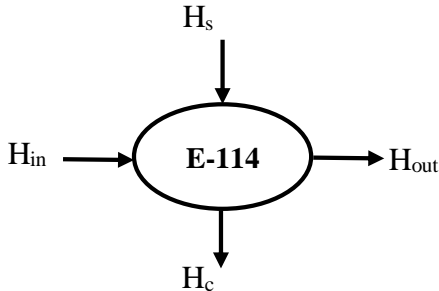
kKal

**2. Alat Heater (E-114)**

Kegunaan : Untuk menaikkan suhu oksigen dan nitrogen

$$T_{in} = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 72\text{ }^{\circ}\text{C}$$



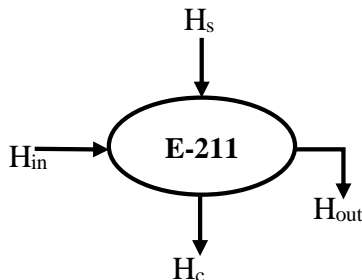
Masuk		Keluar	
H_{in}	= 9655,909238	H_{out}	= 10360367,1
Q_{supply}	= 10895485,46	Q_{loss}	= 544774,27
Total	10905141,37	10905141,37	kJ kKal
Total	2606391,34	2606391,34	

3. Alat Pre-heater Reaktor (E-211)

Kegunaan : Menaikkan suhu campuran methanol, oksigen, dan nitrogen

$$T_{in} = 72\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 260\text{ }^{\circ}\text{C}$$





Bab IV Neraca Energi

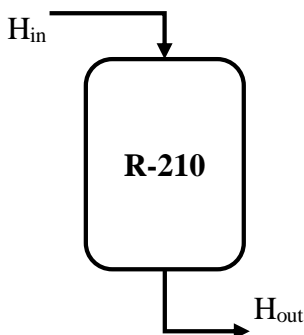
Masuk		Keluar	
H_{in}	= 11743,33061	H_{out}	= 10360367,1
Q_{supply}	= 2270298,82	Q_{loss}	= 544774,27
Total	2282042,146	2282042,146	kJ kKal
Total	545421,163	545421,163	

4. Alat Reaktor (R-210)

Kegunaan : Untuk mereaksikan methanol fase *vapor* dan oksigen dengan bantuan katalis *Iron Molybdenum*

$$T_{in} = 260\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 300,196\text{ }^{\circ}\text{C}$$



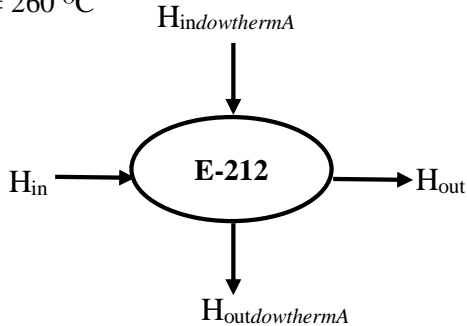
Masuk		Keluar	
H_{in}	= 2168527,205	H_{out}	= 3285365,73
		ΔH_r	= -1116838,52
Total	2168527,209	2168527,209	kJ kKal
Total	518290,442	518290,442	

**5. Alat Downterm-A (E-212)**

Kegunaan : Untuk menjaga suhu pada reactor agar tetap konstan pada suhu operasi

$$T_{in} = 300,196 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 260 \text{ }^{\circ}\text{C}$$



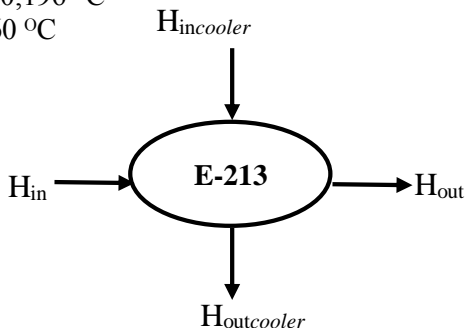
Masuk	Keluar	
$H_{in} = 3285365,7297$	$H_{out} = 1265410,7972$	
	$Q_d = 2019954,9325$	
Total 3285365,73	3285365,73	kJ kKal
Total 785221,2547	785221,2547	

6. Alat Cooler (E-213)

Kegunaan : Untuk menjaga suhu pada reactor agar tetap konstan pada suhu operasi

$$T_{in} = 300,196 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 260 \text{ }^{\circ}\text{C}$$





Bab IV Neraca Energi

Masuk		Keluar	
H_{in}	= 1265410,7972	H_{out}	= 12260,3933
		Q_c	= 1253150,4038
Total	1265410,8		1265410,8
Total	302440,4391		302440,4391

kJ

kKal

7. Alat Absorber (D-310)

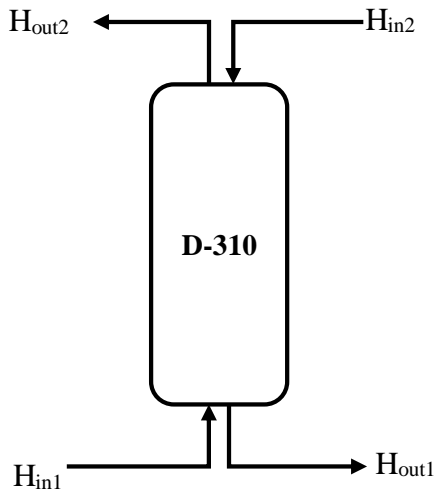
Kegunaan : Untuk memisahkan gas nitrogen, oksigen, CO₂, dan CO

$$T_{in1} = 110^{\circ}\text{C}$$

$$T_{in2} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out1} = 37,0123^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out2} = 110^{\circ}\text{C}$$



Masuk		Keluar	
H_{in1}	= 12260,39	H_{out1}	= 4092,63
H_{in1}	= 1657,28	H_{out2}	= 9157,3225
Total	13918		13918
Total	3326,4		3326,4

kJ

kKal

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

C-1 Methanol Storage Tank (F-111)

Fungsi	: Menyimpan methanol pada tekanan 1 atm dan temperature 30 °C
Tipe Tangki	: Cylindrical – Conical Roof – Flat Bottom Tank
Jumlah Tangki	: 1
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade D
Kapasitas Tangki	: 907,742 m ³
Tinggi Tangki	: 24 ft
Diameter Tangki	: 45 ft
Tebal Shell per Course	
Course 1	: 0,145 in
Course 2	: 0,139 in
Course 3	: 0,134 in
Course 4	: 0,129 in
Tinggi Head Tangki	: 8,468 ft
Tebal Head Tangki	: 0,574 in
Diameter Pipa (Inlet)	: 4 in, Schedule No 40
Diameter Pipa (Outlet)	: 1 in, Schedule No 40

C-2 Methanol Feed Pump (L-112)

Fungsi	: Mengalirkan bahan baku methanol dari methanol storage tank ke vaporizer
Tipe Pompa	: Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	: 0,014 cuft/s
Total Head	: 219,157 ft.lb _f /lb _m
Power Pompa	: 1,352 HP
Ukuran Pipa	
D Nominal	: 1 in
ID	: 1,049 in, Schedule No.40
OD	: 1,320 in, Schedule No.40
Bahan	: Commercial Steel



Power Motor : 2,920 HP

C-3 Vaporizer (V-110)

Fungsi	: Mengubah fase methanol dari fase liquid menjadi fase gas pada suhu 72 ⁰ C
Jenis	: Shell&Tube 2-4
Jumlah	: 1
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Luas area	: 42,401 ft ²
Temperatur	
T1	: 572 ⁰ F
T2	: 572 ⁰ F
t1	: 86 ⁰ F
t2	: 161,6 ⁰ F
Shell	
ID	: 8 in
Baffle	: 5,6 in
Passes	: 2
Tube	
OD	: 1,3 in
Jumlah	: 18
Passes	: 8
Pitch	: 1,6 in

C-4 Separator (H-120)

Fungsi	: Memisahkan methanol fase vapor dengan methanol yang masih berfase liquid
Tipe	: Silinder vertical berbentuk torispherical
Kapasitas Tangki	: 1,36736171 m ³
Diameter Tangki	: 0,71919555 m
Tinggi Tangki	: 2,8767822 m
Bahan Konstruksi	: Austenitic Stainless Steel, AISI tipe 304
Kondisi	: Campuran Vapor (top) – Liquid (bottom)
Tekanan	: 1,317 atm
Suhu	: 72 ⁰ C



C-5 Filter Udara (H-113)

Fungsi : Untuk menangkap padatan yang terikut dengan udara dari lingkungan sekitar.

Kecepatan gas masuk = 20 m/s

Dimensi filter:

$B_c = 1,8$ meter

$D_c = 7,1$ meter

$D_e = 3,6$ meter

$H_c = 3,6$ meter

$L_c = 14,2$ meter

$S_c = 0,89$ meter

$Z_c = 14,2$ meter

$J_c = 1,8$ meter

C-6 Heater (E-114)

Fungsi : Mengubah fase methanol dari fase liquid menjadi fase gas pada suhu 72°C .

Jenis : Shell&Tube 2-4

Jumlah : 1

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-283 Grade C

Luas area : $240,27 \text{ ft}^2$

Temperatur

T_1 : 572°F

T_2 : 572°F

t_1 : 86°F

t_2 : $161,6^{\circ}\text{F}$

Shell

ID : 12 in

Baffle : 8,4 in

Passes : 2

Tube

OD : 1,3 in

Jumlah : 68

Passes : 4

Pitch : 1,6 in

**C-7 Blower (G-115)**

Fungsi	: Menghembuskan udara ke pre-heater
Tipe	: Centrifugal
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 2,83 kg/s
Power	: 92 hp

C-8 Pre-heater Reaktor (E-211)

Fungsi	: Menaikkan suhu feed dari 72 °C menjadi 260 °C.
Jenis	: Shell&Tube 2-4
Jumlah	: 1
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Luas area	: 240,27 ft ²
Temperatur	
T1	: 572 °F
T2	: 572 °F
t1	: 161,6 °F
t2	: 500 °F
Shell	
ID	: 15 in
Baffle	: 11 in
Passes	: 2
Tube	
OD	: 1 1/4 in
Jumlah	: 68
Passes	: 4
Pitch	: 1 4/7 in

C-9 Reaktor (R-210)

Fungsi	: Untuk mereaksikan methanol vasa vapor dan oksigen dengan bantuan katalis Iron Molybdenum
Jenis reaktor	: Fixed Bed Multitube
Katalis	: Iron Molybdenum
Jumlah	: 1



Bab V Spesifikasi Alat

Tekanan	: 1,3 atm
Diameter dalam tangki (ID)	: 1,37 in
Diameter luar tube (OD)	: 1,5 in
Panjang tube	: 5 m
Jumlah tube	: 307
Volume Katalis	: 8,564 m ³

C-10 Cooler (E-223)

Fungsi : mendinginkan bahan dari 260 sampai suhu 110 C

Type : 1-2 shell and tube Heat Exchanger

Tube :	OD	3/4 in ; 16 BWG
	Panjang	10 ft
	Pitch	1 in triangle
	Jumlah Tube, Nt	45
	Passes	2
Shell:	ID	8
	Passes	1

Heat exchanger area, A 90 ft²

Jumlah: 1 buah

C-11 Absorber (D-310)

Fungsi : Untuk menghilangkan gas CO, CO₂ yang terbentuk serta gas O₂ dan N₂ yang tidak ikut bereaksi

Tipe : Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas dish, dilengkapi dengan packing rasching ring dan sparger

Dimensi Tangki:

Volume	= 2667,16 cuft
Diameter	= 11 in
Tinggi	= 60 in
Tebal shell	= 7/16 in
Tebal tutup atas	= 5/8 in
Tebal tutup bawah	= 5/8 in
Bahan konstruksi	= carbon steel SA-283 grade C
Jumlah	= 1 buah

**C-12 Ion Exchanger Pump (L-311)**

Fungsi : Mengalirkan bahan keluaran absorber menuju ion exchanger
Tipe Pompa : Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa : 0,039 cuft/s
Total Head : 91,864 ft.lb_f/lb_m
Power Pompa : 1,715 HP
Ukuran Pipa
 D Nominal : 2 in
 ID : 1,61 in, Schedule No.40
 OD : 1,9 in, Schedule No.40
 Bahan : Commercial Steel
Power Motor : 2,092 HP

C-13 Ion Exchanger (D-320)

Fungsi: Untuk menghilangkan formic acid yang terbentuk dengan menggunakan NaOH
Resin yang digunakan: NaOH
Jumlah resin yang dibutuhkan: 14,4774 kg/jam
Jumlah H₂ yang dibutuhkan: 6,51483 kg/jam
untuk pengaktifan kembali

C-14 Formaldehyde Product Pump (L-321)

Fungsi : Mengalirkan produk dari ion exchanger ke formaldehyde tank
Tipe Pompa : Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa : 0,035 cuft/s
Total Head : 91,838 ft.lb_f/lb_m
Power Pompa : 1,706 HP
Ukuran Pipa
 D Nominal : 2 in
 ID : 1,6 in, Schedule No.40
 OD : 1,9 in, Schedule No.40
 Bahan : Commercial Steel



Power Motor : 2,081 HP

C-15 Formaldehyde Tank (F-322)

Fungsi : Menyimpan formaldehyde pada tekanan 1 atm dan temperature 30 °C

Tipe Tangki : Cylindrical – Conical Roof – Flat Bottom Tank

Jumlah Tangki : 2

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-283 Grade C

Kapasitas Tangki : 2428,568 m³

Tinggi Tangki : 24 ft

Diameter Tangki : 50 ft

Tebal Shell per Course

 Course 1 : 0,148 in

 Course 2 : 0,142 in

 Course 3 : 0,136 in

 Course 4 : 0,130 in

Tinggi Head Tangki : 9,078 ft

Tebal Head Tangki : 0,125 in

Diameter Pipa (Inlet) : 6 in, Schedule No 40

Diameter Pipa (Outlet) : 24 in, Schedule No 20

BAB VI UTILITAS

Utilitas merupakan bagian terpenting yang dapat menunjang terlaksananya operasi dan proses utama dalam sebuah pabrik. Sarana utilitas pada pabrik *formaldehyde* meliputi :

1. Air
Air dalam pabrik Garam Industri ini digunakan sebagai air pendingin, air sanitasi dan air proses.
2. Steam
Steam pada pabrik digunakan untuk proses pemanasan (menaikkan suhu).
3. Bahan bakar
Bahan bakar berfungsi untuk bahan bakar boiler dan pembangkit tenaga listrik.
4. Listrik
Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari beberapa peralatan proses maupun penerangan.

VI.1 Unit Penyediaan Air

Kebutuhan air di Pabrik *formaldehyde* disuplai dari air sungai yang terlebih dahulu diproses di Unit Pengolahan Air agar layak pakai. Air sungai tersebut digunakan sebagai air sanitasi, air proses, air pendingin, dan air umpan boiler. Sumber air yang digunakan pada pabrik didapatkan dari sungai Mahakam yang letaknya tidak jauh dari lokasi pabrik. Alasan digunakan air sungai sebagai unit penyediaan air, yaitu :

1. Pengolahannya lebih mudah.
2. Mudah didapatkan dalam jumlah besar dan biayanya murah.
3. Biaya pengolahan juga lebih murah.



Air sungai Mahakam perlu disaring terlebih dahulu untuk menghilangkan kotoran-kotoran yang berukuran makro maupun mikro sebelum masuk ke bak penampungan. Selanjutnya air sungai dimasukkan dalam bak penampung. Air di dalam bak penampung kemudian diolah lebih lanjut sesuai dengan keperluan pemakainya. Selain itu, untuk kebutuhan di unit utilitas juga menggunakan air bersih yang didapatkan dari hasil proses.

VI.1.1 Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan mandi, minum, mencuci dan sebagainya. Pada dasarnya air sanitasi harus memiliki standar kualitas air bersih meliputi :

a. Syarat Fisik

- Suhu : dibawah suhu udara sekitar
- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau
- Kekeruhan : $< 1 \text{ mgr SiO}_2/\text{liter}$

b. Kimia

- pH berkisar antara 6,5 – 8,5
- Kesadahan $< 70 \text{ ppm CaCO}_3$
- Tidak mengandung zat terlarut baik organik, anorganik maupun radioaktif
- Tidak mengandung zat beracun
- Tidak mengandung logam berat, seperti Pb, Ag, Cr, dan Hg

c. Biologis

- Tidak mengandung kuman atau bakteri terutama bakteri *coli* dan patogen

**Tabel 6.1** Standar Air Minum WHO (*Kemmer, 1987*)

Kandungan	Batasan yang diizinkan (mg/l)
Anion (detergen)	0,2
Kalsium	75
Klorida	200
Tembaga	0,05
Besi	0,1
Magnesium	50
Mangan	0,05
Minyak	0,01
Range pH	7 - 8,5
Phenol	0,001
Sulfat	200
<i>Suspended matter</i>	5
Total padatan	500
Seng	5

VL.1.2 Air Proses

Air proses merupakan air yang digunakan untuk bahan baku maupun bahan pembantu proses di pabrik *formaldehyde*. Yang perlu diperhatikan dalam penyediaan air proses, yaitu :

- pH yang berkisar 6,5 – 8,5
pH yang terlalu asam dapat menyebabkan korosi, sedangkan jika pH terlalu basa dapat menyebabkan kerak pada peralatan proses.
- Kandungan zat-zat organik dan anorganik
Kandungan zat-zat ini dapat menyebabkan pembusaan (*foaming*) yang berakibat pada alkalinitas.



VI.1.3 Air Pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan sebagai media pendingin peralatan proses. Air ini diperoleh dari air sungai yang telah melalui proses penyaringan dan pengendapan. Syarat air pendingin yang digunakan sebagai berikut :

- *Turbidity* kurang dari 50 ppm SiO_2
- pH antara 7,5 – 8,5
- Kadar Fe < 5 ppm
- Kadar H_2S < 5 ppm
- Kadar Mg < 0,5 ppm

Yang harus diperhatikan pada kandungan air pendingin adalah

- *Hardness* yang dapat menyebabkan kerak
- Kandungan besi (Fe) yang dapat menyebabkan korosi
- Kandungan minyak yang dapat menyebabkan terganggunya “film corrosion inhibitor”, heat transfer koefisien yang menurun dapat menjadi makanan mikroba yang dapat menyebabkan terjadinya endapan.

VI.1.4 Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan air umpan yang mengalami pelunakan kandungan mineral di dalamnya. Pada umumnya air yang terlihat jernih masih mengandung garam dan asam yang dapat merusak boiler. Air umpan boiler nantinya akan menghasilkan *steam* yang digunakan untuk *supply steam* pada proses produksi.

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler, air tersebut harus mempunyai syarat-syarat sebagai berikut:

- Air bebas dari zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.
Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NaHCO_3 masuk karena aerasi maupun kotak dengan udara luar.



- Air bebas dari zat yang dapat menyebabkan scale forming
Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat.
- Air bebas dari zat yang dapat menyebabkan foaming
Air yang diambil kembali dari hasil pemanasan biasanya menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik dan zat-zat yang tidak terlarut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinasi tinggi.

Tabel 6.2 Batas Kontrol Optimum “Air Boiler”

	“Pressure” (lb/in ²)					
	150	300	600	900	1200	1500
TDS (max)	4000	3500	3000	2000	500	300
Fosfat (PO ₄)	30-60	30-60	20-40	15-20	10-15	5-10
Hidroksida (CaCO ₃)	300-400	250-300	150-200	120-150	100-120	80-100
Sulfite	30-60	30-40	20-30	15-20	10-15	5-10
Silika (SiO ₂)	100	50	30	10	5	3
Besi total (Fe) max	10	5	3	2	2	1
Organik	70-100	70-100	70-100	50-70	50-70	50-70

(Kemmer, 1987)

VI.2 Proses Pengolahan Air

Beberapa tahapan pengolahan air, diantaranya :

1. Pengolahan secara fisika

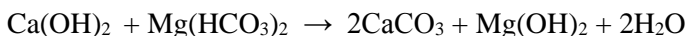
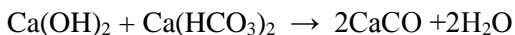
Pengolahan secara fisika dilakukan dengan cara mengendapkan kotoran yang terikut. Air dipompa dari sungai yang sebelumnya telah disaring untuk menugari sampah dan pengotor yang lain. Kemudian ditampung ke dalam bak skimming, sehingga



kotoran seperti *sludge* akan mengendap. Secara *overflow* dari skimming dialirkan ke dalam bak koagulasi dan flokulasi.

2. Pengolahan secara kimia

Dilakukan untuk memisahkan komponen terlarut dengan cara penambahan koagulan berupa tawas dan flokulan berupa $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Pada bak koagulasi dilakukan pengadukan cepat dengan kecepatan putar 80-100 ppm, sedangkan pada bak flokulasi dilakukan pengadukan lambat dengan kecepatan putar 4-8 rpm. Penambahan tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) bertujuan untuk memperbesar ukuran partikel padatan yang sukar mengendap sehingga waktu pengendapan (*settling time*) menjadi lebih cepat. Setelah terbentuk gumpalan-gumpalan, air dialirkan ke bak flokulasi secara *overflow* yang kemudian ditambahkan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ sebagai flokulan dengan dosis yang disesuaikan dengan kekeruhan air sungai Mahakam. Pada bak flokulasi pengadukan berjalan lambat bertujuan untuk membantu memperbesar flok-flok sehingga menjadi berat. Sedangkan penambahan larutan kapur bertujuan untuk mengikat kesadahan karbonat.



Dari bak flokulasi secara *overflow* air dialirkan ke dalam *clarifier*, pada *clarifier* dilakukan proses sedimentasi yang kemudian air bebas unsur karbonat secara *overflow* ditampung ke dalam bak penampung air dan *sludge* dialirkan ke bak penampung *sludge*. Kemudian air diumpankan menggunakan pompa ke dalam *sandfilter* untuk menangkap partikel-partikel kecil yang melayang dalam air yang tidak terendapkan dengan system gravitasi. Pemilihan sistem gravitasi ini mempunyai beberapa keuntungan



jika dibandingkan dengan sistem *pressure*. Pada system gravitasi, air yang disaring dilewatkan melalui bagian atas tangki sehingga tidak membutuhkan tekanan untuk menyaring dan tidak menyebabkan gesekan keras antara pasir, air dan dinding tangki dapat menimbulkan pecahnya tangki akibat tekanan. Partikel tersebut akan tertahan oleh butiran pasir dan kerikil, air yang lolos merupakan air yang jernih dan bersih yang kemudian ditampung di dalam bak penampung air bersih. Dari bak penampung air bersih kemudian dipompa ke bak distribusi untuk mendistribusikan ke masing-masing unit.

Penambahan desinfektan berupa CaCl_2 yang bertujuan untuk membunuh kuman dan bakteri yang merugikan sangat dibutuhkan pada air bersih untuk mendapatkan air sanitasi yang selanjutnya ditampung dalam bak penampung air sanitasi. Air sanitasi digunakan untuk keperluan laboratorium, kantor, masak, mandi, mencuci, taman dan sebagainya. Sedangkan untuk air pendingin, air bersih dari bak penampung dipompa menuju bak air pendingin dan dapat digunakan untuk proses pendingin dengan mendistribusikannya melalui pompa. Pada *asmospheric cooling tower* digunakan sebagai pendingin air yang akan digunakan di *cooler*.

3. Demineralisasi

Demineralisasi dilaksanakan dengan *ion exchanger* yang terdiri atas *cation exchanger* (*catex*, penukar kation) dan *anion exchanger* (*anex*, penukar anion). Air bakunya melewati penukar kation dulu, baru kemudian dilalukan di penukar anion. Pada *cation exchanger* ion positif seperti Mg^{2+} dan Ca^{2+} diganti dengan ion Na^+ dari resin kation (RNa_2), sedangkan pada *anion exchanger* digunakan untuk mengikat ion-ion negative seperti Cl^- yang diikat



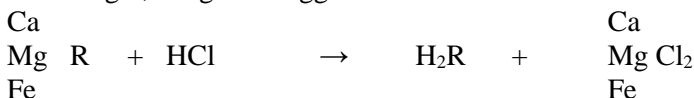
oleh resin basa kuat (ROH). Reaksi yang terjadi pada proses demineralisasi :

Cation exchanger



Untuk efektifitas operasi, unit ini juga dilengkapi dengan fasilitas regenerasi untuk mengembalikan kemampuan resin, yaitu dengan menambahkan larutan HCl ke dalam kation exchanger dan larutan NaOH untuk anion exchanger. Regenerasi yang terjadi yaitu :

Kation exchanger, dengan menggunakan HCl 5%



VI.3 Unit Penyediaan *Steam*

Steam mempunyai peranan yang sangat penting dalam menunjang proses produksi. *Steam* digunakan sebagai media pemanas, dimana pembangkitnya berasal dari turbin, dengan fluida penggerakannya berupa air.

Pada pabrik *formaldehyde* ini, *steam* yang digunakan adalah *steam* jenuh (*saturated steam*) dengan suhu 300°C dan tekanan 8581 kPa (Geankoplis,1986). Kebutuhan *steam* untuk pabrik *formaldehyde* adalah :

No.	Nama peralatan	Kebutuhan Air (kg/hari)
1.	Vaporizer (V-110)	1263,646
2.	Heater (E-114)	7708,8125
3.	Pre-heater (E-221)	1615,87104
Total		10588,32954



VI.4 Kebutuhan Listrik

Tenaga listrik untuk pabrik ini disuplai oleh jaringan PLN dan sebagai cadangan digunakan generator untuk mengatasi keadaan bila sewaktu - waktu terjadi gangguan PLN. Kebutuhan listrik untuk penerangan pabrik dapat dihitung berdasarkan kuat penerangan untuk masing - masing ruangan atau halaman di sekitar pabrik yang memerlukan penerangan. Kebutuhan listrik di pabrik garam industri diperoleh dari PLN PJU Bontang dengan daya 900 MW.

VI.5 Perhitungan Kebutuhan Air

1. Air Sanitasi

Menurut Metcalf et.al (1991) kebutuhan air domestic untuk tiap orang adalah 40-100 literper hari. Untuk keperluan sanitasi dibutuhkan $0,1 \text{ m}^3/\text{hari}$ untuk tiap karyawan.

(Diambil 100 liter per hari)

$$\begin{aligned}\text{Untuk 300 orang karyawan} &= 300 \times 0,1 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 30 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 1,25 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 1.250 \text{ liter/jam} \\ &= 30.000 \text{ liter/hari}\end{aligned}$$

Asumsi kebutuhan air sanitasi pada laboratorium dan lain-lain sekitar 50% dri kebutuhan air sanitasi karyawan. Maka

$$= 0,5 \times 1.250 \text{ liter/jam}$$

$$\begin{aligned}&= 625 \text{ liter/jam} \\ &= 15.000 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

Jadi, kebutuhan air sanitasi keseluruhan adalah

$$\begin{aligned}&= 1.250 + 625 \text{ (liter/jam)} \\ &= 1.875 \text{ liter/jam} \\ &= 45.000 \text{ liter/hari} \\ &= 45 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$



2. Air Proses

Dari apendiks A neraca massa, kebutuhan air proses pada pabrik ini meliputi:

No.	Nama peralatan	Kebutuhan Air (kg/hari)
1.	Absorber (D-310)	1426,64
Total		1426,64

Menghitung kebutuhan air proses:

$$\rho \text{ H}_2\text{O pada suhu } 30^\circ\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Maka total kebutuhan air proses} &= \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\rho \text{ H}_2\text{O}} \\ &= \frac{1426,64}{995,68} \\ &= 1,43283 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

3. Air Pendingin

Dari apendiks B, kebutuhan air pendingin pada pabrik *formaldehyde* ini meliputi :

No.	Nama peralatan	Kebutuhan Air (kg/hari)
1.	Cooler (E-213)	19976,8915
Total		19976,8915

Menghitung kebutuhan air proses:

$$\rho \text{ H}_2\text{O pada suhu } 30^\circ\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Maka total kebutuhan air proses} &= \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\rho \text{ H}_2\text{O}} \\ &= \frac{19976,819}{995,68} \\ &= 20,0635 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

Untuk menghemat pemakaian air pendingin, maka dilakukan *recycle* air pendingin. Diasumsikan 90% dari total kebutuhan air pendingin kembali ke cooling tower. Air pendingin yang di-*recycle* :

$$\begin{aligned}&= 90\% \times 20,0635 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 18,05715 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$



Jadi, kebutuhan air pendingin yang diambil dari air sungai sebesar 10% dari kebutuhan total air pendingin :

$$= 10\% \times 20,0635 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 2,00635 \text{ m}^3/\text{hari}$$

4. Air Umpan Boiler

Air yang dibutuhkan = steam yang dibutuhkan

Dari appendiks B neraca panas, kebutuhan steam pada pabrik ini meliputi:

No.	Nama peralatan	Kebutuhan Air (kg/hari)
1.	Vaporizer (V-110)	1263,646
2.	Heater (E-114)	7708,8125
3.	Pre-heater (E-221)	1615,87104
Total		10588,32954

Menghitung kebutuhan air boiler:

$$\rho \text{ steam pada suhu } 300^\circ\text{C} = 0,3772 \text{ kg/m}^3 \text{ (Geankoplis, 1986)}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka total kebutuhan air} &= \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\rho \text{ H}_2\text{O}} \\ &= \frac{10588,32954}{0,3772} \\ &= 28070,86304 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Air boiler yang di-recycle sejumlah 80% dari kebutuhan boiler:

$$= 0,8 \times 28070,86304 \text{ m}^3/\text{hari} = 22456,69043 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Jadi, kebutuhan air boiler yang diambil dari air sungai sebesar 20% dari kebutuhan total air boiler :

$$= 0,2 \times 28070,86304 \text{ m}^3/\text{hari} = 5614,172609 \text{ m}^3/\text{hari}$$



- Total awal kebutuhan air:
= air sanitasi + air proses + air pendingin + air umpan boiler
= $(45 + 1,43283 + 20,0635 + 28070,86304) \text{ m}^3/\text{hari}$
= $28137,35937 \text{ m}^3/\text{hari}$

- Total air yang di-*recycle*:
Air Pendingin : $90\% \times \text{total air pendingin} = 18,05715 \text{ m}^3/\text{hari}$
Air boiler : $80\% \times \text{total air boiler} = 22456,69043 \text{ m}^3/\text{hari}$

Total air yang di-*recycle* = $(18,05715 + 22456,69043) \text{ m}^3/\text{hari} = 22474,74758 \text{ m}^3/\text{hari}$

- Make up Water:
Air Pendingin : $10\% \times \text{total air pendingin} = 2,00635 \text{ m}^3/\text{hari}$
Air boiler : $20\% \times \text{total air boiler} = 5614,172609 \text{ m}^3/\text{hari}$

Total air yang sungai yang di dibutuhkan
= $(2,00635 + 5614,172609) \text{ m}^3/\text{hari}$
= $5616,178959 \text{ m}^3/\text{hari}$

Keseluruhan air yang dibutuhkan (diambil dari sungai):

- Air sanitasi = $45 \text{ m}^3/\text{hari}$
- Air pendingin = $20,0635 \text{ m}^3/\text{hari}$
- Air boiler = $28070,86304 \text{ m}^3/\text{hari}$
- Air proses = $1,43283 \text{ m}^3/\text{hari}$
- TOTAL = $28137,35937 \text{ m}^3/\text{hari}$

BAB VII

KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

VII.1 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum

Keselamatan kerja adalah segala upaya atau pemikiran yang ditujukan untuk menjamin keutuhan dan kesempurnaan baik jasmani maupun rohani tenaga kerja khususnya dan manusia pada umumnya. Pada pabrik minyak ikan lemuru menggunakan proses *wet rendering* ini, kesehatan dan keselamatan kerja merupakan bagian yang mendapat perhatian khusus, oleh karena itu dilakukan usaha-usaha pencegahan yang bertujuan untuk menghindari dan menimbulkan terjadinya kecelakaan kerja serta untuk meningkatkan produktivitas dan keuntungan bagi perusahaan.

Tujuan dari kesehatan dan keselamatan kerja ditinjau dari berbagai pendekatan, antara lain :

1. Pendekatan kemanusiaan
Berupaya mencegah terjadinya penderitaan bagi tenaga kerja dan ikut serta menciptakan terwujudnya kesejahteraan hidup.
2. Pendekatan ekonomis
3. Berupaya meningkatkan keuntungan dengan menghindarkan kerugian bagi tenaga kerja dan perusahaan.
4. Pendekatan sosial
Berupaya menghindarkan kerugian bagi masyarakat baik langsung maupun tidak langsung.

Menurut UU No.1 Th. 1970 yang dimaksud dengan keselamatan kerja, yaitu :

1. Agar para pekerja dan orang lain yang berada di lokasi pekerjaan tetap sehat dan selamat.
2. Melindungi sumber – sumber produksi agar terpelihara dengan baik dan dipergunakan secara efisien.
3. Melindungi agar proses produksi berjalan lancar tanpa hambatan apapun.
4. Kesehatan dan keselamatan kerja memerlukan tanggung jawab dari semua pihak karena hal ini tergantung dari Direksi,



tingkah laku karyawan, keadaan peralatan atau lingkungan kerja itu sendiri.

Menurut Peraturan Pemerintah No.11 Th. 1979, kecelakaan dibagi menjadi 4 macam, antara lain :

1. Kecelakaan ringan, kecelakaan yang terjadi tetapi tidak menimbulkan hilangnya jam kerja.
2. Kecelakaan sedang, kecelakaan yang terjadi sehingga menimbulkan hilangnya jam kerja tetapi tidak menimbulkan cacat jasmani.
3. Kecelakaan berat, kecelakaan yang terjadi sehingga berakibat fatal dan menyebabkan cacat jasmani.
4. Kecelakaan mati, kecelakaan yang menyebabkan hilangnya nyawa manusia.

VII.1.1. Sebab- Sebab Terjadinya Kecelakaan Kerja

Secara umum, terjadinya kecelakaan disebabkan oleh hal-hal sebagai berikut:

1. Lingkungan Fisik

Lingkungan fisik meliputi mesin, peralatan, bahan produksi lingkungan kerja, penerangan dan lain-lain.

Kecelakaan terjadi akibat dari:

- Kesalahan perencanaan.
- Aus atau rusak nya peralatan.
- Kesalahan pada waktu pembelian.
- Terjadinya ledakan karena kondisi operasi yang tidak terkontrol.
- Penyusunan peralatan dan bahan produksi yang kurang tepat.
- Lingkungan kerja yang tidak memenuhi persyaratan seperti panas, lambat, bising dan salah penerangan.

2. Manusia

Kecelakaan yang disebabkan oleh manusia (karyawan) dapat terjadi akibat beberapa hal, yang antara lain adalah sebagai berikut :



Bab VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja

- Kurangnya pengetahuan dan keterampilan karyawan
- Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran karyawan akan keselamatan kerja.

3. Sistem Manajemen

Kecelakaan yang disebabkan karena sistem manajemen, dapat terjadi akibat beberapa hal di bawah ini, yaitu:

- Kurangnya perhatian manajer terhadap keselamatan kerja.
- Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan dan modifikasi.
- Kurangnya sistem penanggulangan terhadap bahaya.
- Kurangnya penerapan prosedur yang baik.
- Tidak adanya inspeksi peralatan.

VII.2 Kesehatan dan Keselamatan Kerja pada Pabrik Formaldehyde terdiri dari :

Usaha untuk meningkatkan keselamatan dan kesehatan kerja di lokasi pabrik Formaldehyde, yaitu dengan diperhatikannya tindakan pencegahan terhadap tiga faktor utama penyebab kecelakaan tersebut, diantaranya:

1. Lingkungan Fisik

Cara menanggulangi bahaya kecelakaan kerja yang ditimbulkan oleh lingkungan fisik dapat disesuaikan dengan jenis bahayanya, yaitu:

1. Bahaya dalam proses *plant*

Dalam design proses harus diperhatikan *flammable* dan *Explosive*, desain peralatan harus didasarkan pada karakteristik bahan-bahan yang akan diolah maupun produk yang dihasilkan.

2. Bahaya Kebocoran

Kebocoran yang terjadi terutama pada sambungan pipa. Perpipaan diletakkan di atas permukaan tanah dan bila terpaksa dipasang dibawah tanah, maka harus dilengkapi dengan *fire stop* dan *drainage* (pengeluaran) pada jarak tertentu untuk mencegah adanya bakteri yang dapat masuk kedalam bahan baku sehingga menurunkan kualitas dan



kuantitas produk. Dan juga susunan *valve* dan perpipaan yang baik sangat membantu keselamatan kerja.

3. Bahaya *thermis*

Peralatan yang beroperasi pada suhu tinggi harus diberi isolasi, untuk menghindari terjadinya kecelakaan dan menghindari kehilangan panas yang dibutuhkan alat tersebut. Untuk menghindari suhu ruangan yang terlalu tinggi maka perlu adanya ventilasi udara yang cukup pada ruangan tersebut, sebab bila suhu ruangan tinggi akan menimbulkan kondisi cepat lelah para pekerja dan dapat menurunkan efisiensi kerja.

4. Bahaya kebakaran

Terjadinya kebakaran dapat disebabkan oleh:

- Kemungkinan nyala terbuka dari unit utilitas, laboratorium, dan lain-lain.
- Terjadinya loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak.

Untuk mengatasi kemungkinan tersebut dilakukan :

- Melarang kegiatan merokok di daerah yang mudah terbakar
- Menempatkan alat pemadam kebakaran dan *hydrant* pada daerah rawan kebakaran.
- Pemasangan isolasi pada seluruh kabel transmisi yang ada.

2. Manusia/Karyawan

Bahaya yang diakibatkan oleh manusia/karyawan dapat dicegah dengan beberapa cara, yaitu sebagai berikut:

1. Pada waktu *maintenance* ataupun pada waktu *shut down* para pekerja harus menggunakan alat pelindung diri, seperti helm, sarung tangan, masker dan lain sebagainya disesuaikan dengan kebutuhan.
2. Memberikan pengumuman-pengumuman penting yang berhubungan dengan keselamatan dan kesehatan kerja.



3. Pemberian pengarahan, training *Fire Fighting Brigade* (FFB) yang dilakukan 1 kali dalam seminggu untuk menangani bila sewaktu – waktu terjadi kebakaran dan bahan baku petunjuk keselamatan kerja tentang diri sendiri, bahan kimia dan lain-lain.
4. Memberikan dan mengawasi kelengkapan alat pelindung diri karyawan sebelum memasuki lokasi pabrik.
5. Adanya poliklinik mempunyai sarana yang dapat memadai dalam memberikan pertolongan darurat. Selain itu setiap karyawan harus memahami cara memberikan pertolongan pertama bila ada kecelakaan.

VII.2.1 Keselamatan Karyawan di area Pabrik Formaldehyde

1. Pada daerah tangki penyimpanan, perpipaan, dan perpompaan
Pada kawasan ini pekerja/ karyawan diwajibkan menggunakan:
 - Alat pelindung kaki :
Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda–benda berat, terpercik aliran panas dan terlindung dari kebocoran tangki.
 - Alat pelindung kepala :
Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras atau kejatuhan benda – benda keras.
 - Alat pelindung mata :
Welding mask atau *welding glasses*, berfungsi untuk melindungi mata dari radiasi sinar yang terdapat pada pengelasan, dan melindungi mata jika terjadi kebocoran pada tangki yang akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
 - Alat pelindung tangan :



Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik), serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis *chrom* (untuk melindungi dari benda – benda tajam / kasar dan benda–benda panas)

- Alat pelindung badan :
Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada tangki penampung yang mempunyai suhu lebih besar dari 100°C dan aliran panas.

2. Pada daerah *Heat Exchanger* dan *reboiler*

Pada kawasan ini pekerja/karyawan diwajibkan menggunakan :

- Alat pelindung mata :
Welding mask atau *welding glasses*, berfungsi untuk melindungi mata dari radiasi sinar yang terdapat pada pengelasan, selain itu untuk pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
- Alat pelindung tangan :
Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif) serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis *chrom* (untuk melindungi dari benda – benda tajam / kasar dan benda – benda bersuhu tinggi).
- Alat pelindung kaki :
Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda – benda berat, terpercik aliran panas/terlalu panasnya pipa HE atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pipa.
- Alat pelindung kepala :
Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras atau kejatuhan benda – benda keras.



- Alat pelindung telinga :
Ear plug (dapat menahan suara sampai 39dB) dan *ear muff* (sampai 41 dB), atau gabungan keduanya. Diberikan kepada karyawan operator peralatan (mesin) terutama yang ber rpm tinggi.
 - Alat pelindung badan :
Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada system perpipaan yang mempunyai suhu lebih besar dari 100°C terutama pada daerah heater dan reboiler selain itu melindungi badan dari percikan bahan yang korosif dan aliran panas.
3. Pada daerah Reaktor, vaporizer, menara distilasi :
Pada kawasan ini sama karyawan diwajibkan menggunakan :
- Alat pelindung mata :
Welding mask atau *welding glasses*, berfungsi untuk melindungi mata dari radiasi sinar yang terdapat pada pengelasan, selain itu untuk pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
 - Alat pelindung tangan :
Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif) serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis chrom (untuk melindungi dari benda – benda tajam / kasar dan benda – benda bersuhu tinggi).
 - Alat pelindung kaki :
Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda – benda berat, terpercik aliran panas/terlalu panasnya tangki atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pipa.



- Alat pelindung kepala :
Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras atau kejatuhan benda – benda keras.
- Alat pelindung badan :
Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada system perpipaan / reaktor yang mempunyai suhu lebih besar dari 100 OC selain itu melindungi badan dari percikan bahan yang korosif dan aliran panas.

VII.2.2. Hal – hal yang harus diperhatikan

Untuk meminimalkan terjadinya kecelakaan kerja ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu :

a. Bangunan pabrik

Bangunan gedung beserta alat – alat konstruksinya harus memenuhi persyaratan yang telah direkomendasikan oleh para ahli yang bersangkutan untuk menghindari bahaya – bahaya kebakaran, perusakan akibat cuaca, gempa , petir, banjir dan lain sebagainya. Lingkungan sekitar pabrik harus dapat memberikan rasa aman dan nyaman bagi para pekerja serta penduduk sekitarnya. Jangan sampai kehadiran pabrik tersebut menimbulkan pencemaran bagi lingkungan sekitar sehingga mengakibatkan ketidaknyamanan bagi penduduk sekitar.

b. Ventilasi

Ruang kerja harus cukup luas, tidak membatasi atau membahayakan gerak pekerja, serta dilengkapi dengan sistem ventilasi yang baik sesuai dengan kondisi tempat kerjanya, sehingga pekerja dapat bekerja leluasa, aman, nyaman, karena selalu mendapatkan udara yang bersih.

c. Alat – alat bergerak

Alat – alat berputar atau bergerak seperti motor pada pompa, motor pada pengaduk harus selalu berada dalam keadaan tertutup, minimal diberi penutup pada bagian yang bergerak, serta harus diberi jarak yang cukup dengan peralatan yang lainnya,



Bab VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja

sehingga bila terjadi kerusakan akan dapat diperbaiki dengan mudah.

d. Peralatan yang menggunakan sistem perpindahan panas

Peralatan yang memakai sistem perpindahan panas harus diberi isolator, misalnya : Boiler, Cooler, Heater dan sebagainya. Disamping itu di dalam perancangan factor keselamatan harus diutamakan, antara lain dalam hal pengelasan (pemilihan sambungan las), factor korosi, tekanan (*stress*). Hal ini memegang peran penting dalam mencegah terjadinya kecelakaan kerja, efisiensi dan produktivitas operasional, terutama untuk mencegah kehilangan panas pada alat-alat tersebut. Selain itu harus diupayakan agar suhu ruang tidak terlalu tinggi dengan jalan memberi ruang (*space*) yang cukup untuk peralatan mencegah kebocoran steam yang terlalu besar, serta pemasangan alat-aay control yang sesuai.

e. Sistem perpipaan

Pipa – pipa harus dipasang secara efektif supaya mudah menghantarkan fluida proses atau utilitas tanpa adanya kehilangan energi atau massa, dalam waktu yang tepat. Pipa – pipa tersebut juga harus diletakkan di tempat yang terjangkau dan aman sehingga mudah diperbaiki dan dipasang. Untuk pipa yang dilalui fluida panas harus diberi isolasi (berupa sabut atau asbes) dan diberi sambungan yang dapat memberikan fleksibilitas seperti belokan – U (U – bed), tee, juga pemilihan *valve* yang sesuai untuk menghindari peledakan yang diakibatkan oleh pemuaian pipa

f. Sistem kelistrikan

Penerangan di dalam ruangan harus cukup baik dan tidak menyilaukan agar para pekerja dapat bekerja dengan baik dan nyaman. Setiap peralatan yang dioperasikan secara elektris harus dilengkapi dengan pemutusan arus (sekering) otomatis serta dihubungkan dengan tanah (*ground*) dalam bentuk arde, untuk menjaga apabila sewaktu – waktu terjadi hubungan singkat. Pemeriksaan peralatan listrik secara teratur perlu dilakukan.

g. Karyawan



Seluruh karyawan dan pekerja, terutama yang menangani unit – unit vital, hendaknya diberi pengetahuan dan pelatihan khusus dalam bidang masing – masing , juga dalam bidang kesehatan dan keselamatan kerja secara umum. Disamping itu pihak pabrik harus gencar memberikan penyuluhan tentang Kesehatan dan Keselamatan kerja (K-3), baik secara lisan maupun secara tertulis (berupa tanda-tanda bahaya atau larangan serta peraturan pengoperasian peralatan yang baik dan pada tiap-tiap alat terutama yang berisiko tinggi). Dengandemikian diharapkan para karyawan akan mampu menangani kondisi darurat yang dapat terjadi sewaktu-waktu, setidaknya pada tahap awal.

VII.2.3 Sistem yang Digunakan di Pabrik Formaldehyde

1. Sistem alarm pabrik

Sistem alarm dalam pabrik digunakan untuk mendeteksi asap jika terjadi kebakaran atau tanda bahaya. Sehingga apabila terjadi bahaya sewaktu-waktu pada karyawan dapat segera mengetahui.

2. Sistem komunikasi

Yaitu tersedianya alat komunikasi yang menghubungkan antar unit baik dengan sistem telepon maupun dengan sistem *wireless* yang diset berdasarkan tempat-tempat yang telah ditentukan untuk start, stop, dan *emergency* pengoperasian.

3. Motor listrik

Motor listrik berfungsi untuk melindungi dari kegagalan tenaga untuk sementara.

4. Sistem Management

Sistem manajemen mempunyai peran yang besar bagi karyawan dan staff ahli yang saling mendukung satu sama lain. Juga kedisiplinan di dalam menjalankan tugas untuk kerjasama dalam mencapai tujuan keselamatan dan kesehatan kerja.

Sistem management yang benar meliputi:



Bab VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja

- Melaksanakan prosedur kerja dengan menggunakan buku pedoman Keselamatan Kerja.
- Pokok-pokok kebijaksanaan direksi dalam bidang K3.
- Membuat usaha-usaha untuk mengatasi bahaya yang mungkin timbul di tempat kerja.

5. Penggunaan Alat pelindung diri (APD)

Menurut Undang-Undang Keselamatan Kerja No.1 tahun 1970 untuk mengurangi akibat kecelakaan kerja, maka setiap perusahaan harus menyediakan alat perlindungan diri (APD) yang harus disesuaikan dengan jenis perusahaannya masing-masing.

Alat pelindung diri (APD) bukan merupakan alat untuk menghilangkan bahaya di tempat kerja, namun hanya merupakan salah satu usaha untuk mencegah dan mengurangi kontak antara bahaya dan tenaga kerja yang sesuai dengan standar kerja yang diijinkan.

Syarat – syarat Alat Pelindung Diri adalah:

1. Memiliki daya cegah dan memberikan perlindungan yang efektif terhadap jenis bahaya yang dihadapi oleh tenaga kerja.
2. Konstruksi dan kemampuannya harus memenuhi standar yang berlaku.
3. Efisien, ringan, dan nyaman dipakai.
4. Tidak mengganggu gerakan – gerakan yang diperlukan.
5. Tahan lama dan pemeliharannya mudah.

Jenis – jenis Alat Pelindung Diri adalah sebagai berikut:

1. Topi keselamatan (*safety head*) Untuk melindungi kepala terhadap benturan, kemungkinan tertimpa benda – benda yang jatuh, melindungi bagian kepala dari kejutan listrik ataupun terhadap kemungkinan terkena bahan kimia yang berbahaya. Digunakan selama jam kerja di daerah instalasi pabrik.
2. Alat pelindung mata (*eye goggle*)



Bab VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Untuk melindungi mata terhadap benda yang melayang, percikan, bahan kimia, dan cahaya yang menyilaukan. Digunakan pada saat :

- Di daerah berdebu.
- Menggerinda, mamahat, menebor, membubut, dan mem – *frais*.
- Di mana terdapat bahan atau menangani bahan kimia yang berbahaya, termasuk asam atau alkali.
- Pengelasan.

3. Alat pelindung muka

Untuk melindungi muka (dari dahi sampai batas leher)

- Pelindung muka yang tahan terhadap bahan kimia yang berbahaya (warna kuning. Digunakan pada saat menangani bahan asam atau alkali).
- Pelindung muka terhadap pancaran panas (warna abu – abu). Digunakan di tempat kerja di mana pancaran panas dapat membahayakan pekerja.
- Pelindung muka terhadap pancaran sinar ultra violet dan infra merah.

4. Alat pelindung telinga

Untuk melindungi telinga terhadap kebisingan di mana bila alat tersebut tidak digunakan dapat menurunkan daya pendengaran dan menyebabkan ketulian yang bersifat tetap. Macam dari alat pelindung pendengaran ini adalah:

- *Ear plug* : digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan sampai dengan 95 dB.
- *Ear muff* : digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan lebih dari 95 dB.

5. Alat pelindung pernafasan

Terdapat dua jenis alat pelindung pernafasan (respirator) yaitu:

- *Air purifying respirator*
- *Air supplying respirator*

Sedangkan alat yang digunakan pada pabrik ini adalah *Air purifying respirator* yang berfungsi untuk melindungi pemakainya dari debu, gas-gas, uap, dan kabut. Alat ini juga



Bab VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja

dipakai bila toksinitas zat kimia dan kadarnya dalam udara tempat bekerja rendah. Alat ini bekerja dengan cara filtrasi dan adsorpsi.

6. Sarung tangan

Digunakan untuk melindungi tangan terhadap bahaya fisik, kimia, dan listrik.

- Sarung tangan kulit
Dipakai apabila para pekerja tengah bekerja dengan benda yang kasar dan tajam. *Pabrik*
- Sarung tangan asbes
Digunakan apabila bekerja dengan benda yang panas.
- Sarung tangan katun
Digunakan apabila bekerja dengan peralatan oksigen.
- Sarung tangan karet
Digunakan apabila bekerja dengan bahan kimia yang berbahaya, korosif, dan iritatif.
- Sarung tangan listrik
Digunakan apabila bekerja dengan kemungkinan terkena bahaya listrik.
- Sepatu pengaman
Digunakan untuk melindungi kaki terhadap gangguan yang membahayakan para pekerja di tempat kerja. Macam dari sepatu pengaman adalah:
 - a. Sepatu keselamatan
Digunakan untuk melindungi kaki dari benda yang keras atau tajam, luka bakar yang disebabkan oleh bahan kimia yang korosif, tertembus benda tajam, serta untuk menjaga agar seseorang tidak jatuh terpeleset oleh air atau minyak.
 - b. Sepatu karet
Digunakan untuk melindungi kaki terhadap bahan kimia yang berbahaya.
 - c. Sepatu listrik
Digunakan apabila bekerja dengan kemungkinan terdapat bahaya listrik.



- **Baju pelindung**
Digunakan untuk melindungi seluruh bagian tubuh terhadap berbagai gangguan yang dapat membahayakan para pekerja.

VII.3 Keselamatan Pada Alat-alat Pabrik

a. Pada Tangki Penampung

Pada tangki penampung Formaldehyde, harus dilengkapi dengan sistem keamanan yang berupa:

- Pemberian Label dan spesifikasi bahannya.
- Serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3

b. Pada Pompa dan sistem perpipaan

Kemungkinan korosi yang terjadi pada pompa dan pipa adalah korosi uniform, korosi *caustic embrittlement*, dan korosi erosi yang disebabkan oleh aliran. Korosi Erosi dapat ditemukan pada sistem perpipaan (terutama pada *bend*, *elbow* dan *joint*), *valve*, pompa, *heat exchangers*,. Sedangkan korosi *caustic embrittlement* terjadi jika berada pada tekanan tinggi dan lingkungan kimia yang banyak mengandung basa. Untuk mencegah adanya korosi tersebut, pada pompa digunakan logam yang lebih keras yang tahan terhadap korosi serta pengecekan secara berkala (setiap minggu) oleh petugas K3. Selain itu penempatan perpipaan haruslah aman atau tidak mengganggu jalannya proses serta kegiatan dari para pekerja atau karyawan.

c. Pada *Heat Exchanger*

Pada area *Heat Exchanger* khususnya *Heater* dilengkapi dengan isolator untuk mencegah terjadinya radiasi panas yang tinggi, sedangkan pada Boiler mempunyai level suara sampai batas 85 dB, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.

d. Pada area pabrik secara umum atau keseluruhan :

- Disediakan jalan diantara *plant-plant* yang berguna untuk kelancaran transportasi para pekerja serta memudahkan



Bab VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja

pengendalian pada saat keadaan darurat (missal : kebakaran).

- Disediakan *hydrant* disetiap *plant* (unit) untuk menanggulangi pencegahan awal pada saat terjadi kebakaran.
- Memasang alarm disetiap *plant* (unit) sebagai tanda peringatan awal adanya keadaan darurat. Disediakan pintu dan tangga darurat yang dapat digunakan sewaktu-waktu pada saat terjadi kejadian darurat.

BAB VIII INSTRUMENTASI

VIII.1 Instrumentasi Secara Umum dalam Industri

Instrumentasi merupakan system dan susunan yang dipakai di dalam suatu proses control untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Di dalam suatu pabrik kimia, pemakaian instrument merupakan suatu hal penting karena dengan adanya rangkaian instrument tersebut maka operasi semua peralatan yang ada di dalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien. Dengan demikian, kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan.

Secara garis besar, alat-alat control dapat diklasifikasikan sebagai berikut:

a. Penunjuk (*indicator*)

Indicator adalah suatu alat yang (biasanya terletak pada tempat dimana pengukuran untuk proses tersebut dilakukan) memberikan harga dari besaran (*variable*) yang diukur. Besaran ini merupakan besaran sesaat.

b. Pengirim (*Transmitter*)

Transmitter adalah alat yang mengukur harga dari suatu besaran seperti suhu, tinggi permukaan dan mengirim sinyal yang diperolehnya keperalatan lain misal recorder, indicator atau alarm.

c. Pencatat (*Recorder*)

Recorder (biasanya terletak jauh dari tempat dimana besaran proses diukur), bekerja untuk mencatat harga-harga yang diperoleh dari pengukuran secara kontinyu atau secara periodic. Biasanya hasil pencatatan recorder ini terlukis dalam bentuk kurva diatas kertas.

d. Pengatur (*Controller*)

Controller adalah suatu alat yang membandingkan harga besaran yang diukur dengan harga sebenarnya yang diinginkan bagi besaran itu dan memberikan sinyal untuk pemgkoreksian



kesalahan, jika terjadi perbedaan antara harga besaran yang diukur dengan harga besaran yang sebenarnya.

e. Katup pengatur (*Control valves*)

Sinyal koreksi yang dihasilkan oleh controller berfungsi untuk mengoperasikan control valve untuk memperbaiki atau meniadakan kesalahan tersebut. Biasanya controller ditempatkan jauh dari tempat pengukuran. Controller juga dapat berfungsi (dilengkapi) untuk dapat mencatat atau mengukur.

Faktor-faktor yang diperlukan dalam pemilihan instrumentasi adalah:

- Sensitivity
- Readability
- Accuracy
- Precition
- Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan peralatan instrumentasi pada kondisi proses
- Faktor-faktor ekonomi

Alat-alat control yang banyak digunakan dalam bidang indsutri adalah:

1. Pengatur suhu

a. *Temperatur Indicator* (TI)

Fungsi: Untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis temperatur indicator antara lain thermometer, termokopel.

b. *Temperatur Controller* (TC)

Fungsi: Mengendalikan atau mengatur temperature operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.



2. Pengatur Tekanan

a. *Pressure Indicator (PI)*

Fungsi: Untuk mengetahui tekanan operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis pressure indicator antara lain thermogauge.

b. *Pressure Controller (PC)*

Fungsi: Mengendalikan atau mengatur tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.

3. Pengatur aliran (flow)

a. *Flow Controller (FC)*

Fungsi: Menunjukkan dan mengendalikan laju suatu aliran dalam suatu peralatan seperti yang telah ditetapkan. Jenis flow controller yaitu control valve.

4. Pengaturan tinggi permukaan (level)

a. *Level Indicator (LI)*

Fungsi: Menunjukkan tinggi permukaan fluida pada suatu cairan.

b. *Level Indicator Control (LIC)*

Sebagai alat penunjukkan untuk mengetahui ketinggian operasi dan untuk mengendalikan atau mengatur level operasi agar sesuai dengan kondisi yang diinginkan.



VIII.2 Instrumentasi dalam Pabrik Formaldehyde dari Methanol dengan Proses Metal Oxide

Berikut ini macam-macam instrumentasi yang digunakan di pabrik formaldehyde dari methanol dengan proses metal oxide:

Tabel 8.1 Instrumentasi dalam Pabrik Formaldehyde dari Methanol dengan Proses Metal Oxide

Alat	Sistem Instrumentasi	Fungsi
Vaporizer (V-110)	<ul style="list-style-type: none">- Level Indicator- Level Control- Temperature indicator- Temperature Control	<ul style="list-style-type: none">- Menunjukkan ketinggian dari bahan yang masuk ke dalam alat- Mengatur ketinggian bahan masuk alat- Menunjukkan temperature bahan pada alat- Mengatur temperature bahan pada alat
Separator (H-120)	<ul style="list-style-type: none">- Pressure Indicator- Pressure Control	<ul style="list-style-type: none">- Menunjukkan pressure pada alat- Mengatur pressure pada alat
Reaktor (R-210)	<ul style="list-style-type: none">- Temperature Control- Level Control	<ul style="list-style-type: none">- Mengontrol suhu alat dengan cara mengatur <i>flowrate</i> dari air pendingin- Mengatur ketinggian alat tetap terjaga
Absorber (D-310)	<ul style="list-style-type: none">- Temperature Indikator	<ul style="list-style-type: none">- Menunjukkan suhu bahan masuk



Bab VIII Instrumentasi

	<ul style="list-style-type: none"> - Temperature Control - Level Indicator - Level Control 	<ul style="list-style-type: none"> - Mengatur suhu bahan tetap pada kondisi operasi - Menunjukkan ketinggian bahan pada alat - Mengatur ketinggian bahan pada alat agar tidak terjadi <i>overflow</i>
<i>Ion Exchanger (D-320)</i>	<ul style="list-style-type: none"> - Level Indicator - Level Control 	<ul style="list-style-type: none"> - Menunjukkan ketinggian bahan masuk - Mengatur ketinggian bahan masuk agar tidak terjadi <i>overflow</i>

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

Peraturan pemerintah republik Indonesia nomor 18 tahun 1999 menjelaskan bahwa limbah adalah sisa suatu usaha dan/atau kegiatan, mengandung bahan berbahaya dan/atau beracun yang karena sifat dan/atau konsentrasinya dan/atau jumlahnya, baik secara langsung maupun tidak langsung, dapat mencemarkan dan/atau merusakkan lingkungan hidup, dan/atau dapat membahayakan lingkungan hidup, kesehatan, kelangsungan hidup manusia serta makhluk hidup lain. Pengolahan limbah B3 adalah proses untuk mengubah karakteristik dan komposisi limbah B3 untuk menghilangkan dan/atau mengurangi sifat bahaya dan/atau sifat racun. Upaya pengelolaan limbah dapat dilakukan dengan melaksanakan konsep 4R, yaitu:

- *Reduce*, Prinsip ini dapat dilakukan dengan penerapan peningkatan kinerja prosedur standar operasi yang ketat untuk pencegahan tumpahan bahan-bahan kimia. Selain itu, dapat diterapkan *paperless system* (menerapkan dokumentasi elektronik) untuk mengurangi pemakaian kertas.
- *Reuse*, Prinsip ini dapat direapkan juga pada proses regenerasi larutan Amine pada *Acid Gas Removal Unit*, proses regenerasi air untuk umpan boiler, pemanfaatan kembali air sungai untuk proses pendinginan serta pemanfaatan kembali *scrap material*.
- *Recovery*, melakukan upaya untuk perolehan kembali bahan-bahan yang berguna.
- *Recycle*, Prinsip *recycle* diterapkan untuk mengelola minyak pelumas bekas. tahap awal dari proses daur ulang adalah proses pemisahan air dan pengotor lain dari minyak pelumas bekas. Tahap berikutnya yaitu proses daur ulang dilakukan dengan cara kerja sama dengan perusahaan pengelola minyak pelumas bekas yang memiliki lisensi dari Kementrian Lingkungan Hidup.



Pengendalian pencemaran akan membawa dampak positif bagi lingkungan karena akan menyebabkan kesehatan masyarakat yang lebih baik, kenyamanan hidup lingkungan sekitar yang lebih tinggi, kerusakan materi yang rendah, dan yang penting adalah kerusakan lingkungan yang rendah. Faktor utama yang harus diperhatikan dalam pengendalian pencemaran ialah karakteristik dari pencemar dan hal tersebut bergantung pada jenis dan konsentrasi senyawa yang dibebaskan ke lingkungan, kondisi geografis sumber pencemar, dan kondisi meteorologis lingkungan. Pada industri kimia umumnya menghasilkan 3 jenis limbah yaitu limbah padat, limbah cair, dan limbah gas.

Pabrik *formaldehyde* dari methanol dengan proses metal oxide ini menghasilkan limbah, antara lain:

- Limbah cair

Yang dihasilkan dari air buangan akhir proses, *blowdown boiler*, oil dan minyak pelumas bekas..

- Limbah gas

Limbah gas dihasilkan dari off gas absorber. Off gas absorber mengandung oksigen, nitrogen, karbon dioksida dan karbon monoksida.

Proses pengolahan limbah pada pabrik aseton adalah sebagai berikut:

1. Limbah Cair

- Netralisasi

Netralisasi digunakan untuk mengolah air buangan dari *blowdown boiler*. Hasil pengolahan ini diharapkan memenuhi baku mutu lingkungannya yaitu pH 6-7 dan COD <40 mg/L. Pengolahan secara netralisasi sebagai berikut pH dari limbah diukur dengan menggunakan converter. Jika pH berada pada rentang 6-9 maka air akan dibuang secara otomatis. Jika pH diluar rentang tersebut maka pH dilakukan injeksi bahan kimia.

- Jika pH > 9, maka diinjeksi HCl
- Jika pH < 6, maka diinjeksi NaOH



- Pengolahan limbah minyak pelumas bekas

Minyak pelumas yang telah terpakai untuk generator, pompa dan mesin lain dikumpulkan dan dijual kepada pengumpul pelumas bekas.

- *Final check water point*

Unit ini digunakan untuk memantau air buangan yang telah diolah lalu dibuang kelaut dengan bantuan gravitasi.

2. Limbah gas

Sebagian jenis gas dapat dipandang sebagai pencemar udara terutama apabila konsentrasi gas tersebut melebihi tingkat konsentrasi normal. Senyawa pencemar udara itu digolongkan menjadi:

- a. Senyawa pencemar primer adalah senyawa pencemar yang langsung dibebaskan dari sumber.
- b. Senyawa pencemar sekunder adalah senyawa pencemar yang baru terbentuk akibat terjadinya reaksi antara dua atau lebih senyawa primer selama berada di atmosfer.

Limbah gas berupa CO_2 dapat diolah menjadi *dry ice*, pemadam kebakaran, atau dijual pada pabrik soda. Untuk limbah gas O_2 dan N_2 dapat dijadikan sebagai bahan baku pembuatan bahan bakar atau bias langsung dibuang ke atmosfer, sedangkan untuk CO dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan fosgen.

BAB X

KESIMPULAN

Dari uraian proses pabrik *formaldehyde* dari methanol dengan proses *metal oxide* ini dapat diambil kesimpulan sebagai berikut :

1. Rencana Operasi

Pabrik *formaldehyde* dari methanol ini direncanakan beroperasi secara semi kontinyu selama 330 hari operasi/tahun dan 24 jam/hari.

2. Kapasitas

Kapasitas pabrik *formaldehyde* dari methanol ini adalah 25000 ton/tahun = 75757,58 kg/hari *formaldehyde* dengan kandungan methanol sebesar 99%.

3. Bahan baku dan bahan pembantu

Bahan baku yang digunakan adalah methanol dan udara. Udara yang digunakan adalah nitrogen dan oksigen.

Sedangkan bahan pembantunya berupa *water process* sebesar 1,43283 m³/hari.

4. Proses

Pembuatan formaldehyde dari methanol dengan proses metal oxide ini dibagi menjadi 3 tahap, yaitu:

- a) Tahap penyiapan bahan baku
- b) Tahap pembentukan produk
- c) Tahap pemurnian produk

5. Utilitas

- Total air sanitasi yang dibutuhkan adalah 45 m³/hari
- Total air pendingin yang dibutuhkan adalah 20,0635 m³/hari
- Total air boiler yang dibutuhkan adalah 28070,86304 m³/hari



- Total air proses yang dibutuhkan adalah $1,43283 \text{ m}^3/\text{hari}$

6. Hasil dan limbah

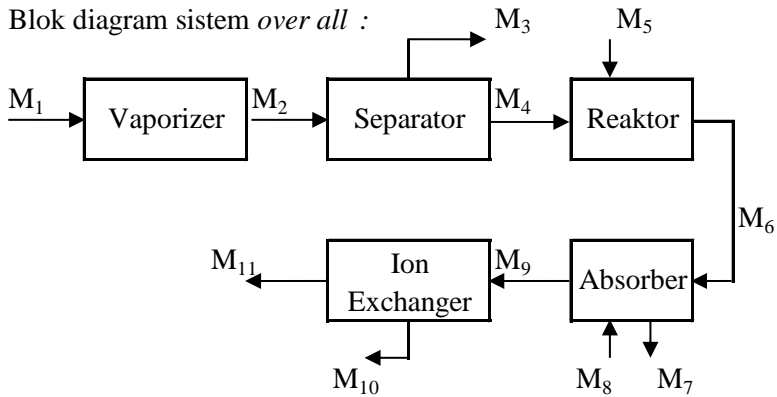
Hasil utama pabrik *formaldehyde* berupa *formaldehyde* dengan kadar 37%. Selain itu pabrik *formaldehyde* ini juga menghasilkan limbah yang dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku industri lain seperti :

- CO_2 dapat digunakan sebagai bahan baku *fly ice* dan bahan baku pabrik pembuatan soda
- CO dapat digunakan sebagai bahan baku pabrik fosgen
- Untuk N_2 dan O_2 dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan bahan bakar atau bias langsung dibuang ke atmosfer

APENDIKS A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Blok diagram sistem *over all* :



Keterangan :

Methanol	= A
Oksigen	= B
Nitrogen	= C
Formaldehyde	= D
Formic Acid	= E
Karbon monoksida	= F
Karbon dioksida	= G
Air	= H

Neraca Massa Over All :

$$M_1 + M_5 + M_7 = M_3 + M_8 + M_{10} + M_{11}$$

Basis Operasi

1 Tahun	= 330 hari
1 Hari	= 24 jam
Satuan	= Kg/Jam

Kapasitas Produksi

Kapasitas = 25000 ton/tahun
= 75757,6 kg/hari
= 3156,57 kg/jam

Yield sebesar = 94,4 % (Mc.Ketta)

Sehingga *feed* yang masuk sebesar = 3343,82 kg/jam
= 111,461 kMol

Asumsi perbandingan *feed* yang masuk antara oksigen dan methanol sebesar 2 : 1 (Mc.Ketta)

Tabel A.1 Komposisi Methanol

Komponen	%Berat	BM
Metanol	99	32
Air	1	18

Tabel A.2 Komposisi Udara

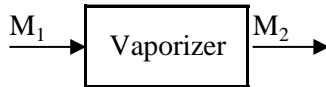
Komponen	%Mol	BM	%Berat
Nitrogen	79	28	22,12
Oksigen	21	32	6,72

Tabel A.3 Data Berat Molekul Komponen Produk

Komponen	BM
Formaldehyde	30
Asam Format	46
CO	28
CO ₂	44

1. Alat Vaporizer (V-110)

- Kegunaan : Untuk merubah fase metanol *liquid* ke fase *vapor*



- Neraca massa *over all* :

$$M_1 = M_2$$

$$\begin{aligned} \text{Feed methanol yang diumpankan} &= \frac{1}{3} \times 111,461 \\ &= 37,1536 \text{ kMol} \\ &= 1188,9 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$

- Neraca massa komponen A :

$$M_1 \times X_A = M_2 \times X_A$$

Menghitung kandungan komponen A dalam *feed*

$$\begin{aligned} &= \frac{99}{100} \times 1188,91 \\ &= 1177,02 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$

Asumsi komponen A berubah menjadi *vapor* = 100 %

$$\begin{aligned} \text{Komponen A yang berubah fase} &= \frac{100}{100} \times 1177,02 \\ &= 1177,02 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$

- Neraca massa komponen H :

$$M_1 \times X_H = M_2 \times X_H$$

Menghitung kandungan komponen H dalam *feed*

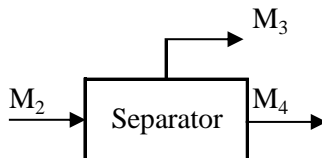
$$\begin{aligned} &= \frac{1}{100} \times 1188,9 \\ &= 11,889 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$

Asumsi komponen H yang terkandung tidak ikut berubah fase

Aliran masuk		Aliran keluar	
M ₁	Kg/Jam	M ₂	Kg/Jam
CH ₃ OH	1177,02448	CH ₃ OH	1177,02448
H ₂ O	11,889	H ₂ O	11,88913618
Total	1188,913618	Total	1188,913618

2. Alat Separator (H-120)

- Kegunaan : Untuk memisahkan metanol fase *vapor* dan metanol yang masih berfase *liquid*
- Kondisi Operasi : T = 72 °C, P = 1,3 atm



- Neraca massa *over all* :

$$M_2 = M_3 + M_4$$

Antoine Coefficient

Komponen	<i>Antoine Coefficient</i>		
	A	B	C
CH ₃ OH	16,5785	3638,27	239,5
H ₂ O	16,3872	3885,7	230,17

(Sumber : Nicolella Cristiano Apendiks B Properties of Pure Species)

$$\ln P^{\text{sat}}/\text{kPa} = A - \frac{B}{t/^{\circ}\text{C} + C}$$

Komponen	Frak Masa	Frak Mol	Ln P ^{sat}	P ^{sat}
CH ₃ OH	0,99	0,98235943	4,89866	134,11
H ₂ O	0,01	0,01764057	3,52788	34,0518

- Neraca massa komponen A :

$$A = 100\% \quad A$$

Jika $P^{\text{sat}} > P$, maka komponen tersebut dalam fasa *vapor*

Asumsi seluruh komponen fase *vapor* ke atas

$$134,11 > 131,723$$

- Neraca massa komponen H :

$$H = 100\% \quad H$$

Jika $P^{\text{sat}} < P$, maka komponen tersebut dalam fasa *liquid*

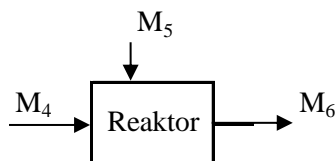
Asumsi seluruh komponen fase *vapor* ke atas

$$34,0518 < 131,723$$

Aliran masuk		Aliran keluar	
M ₂	Kg/Jam	M ₄	Kg/Jam
CH ₃ OH	1177,0245	CH ₃ OH	1177,0245
H ₂ O	11,8891	M ₃	Kg/Jam
		H ₂ O	11,8891
Total	1188,9136	Total	1188,9136

3. Alat Reaktor (R-210)

- Kegunaan : Untuk mereaksikan metanol fase *vapor* dan oksigen dengan bantuan katalis *Iron Molybdenum*

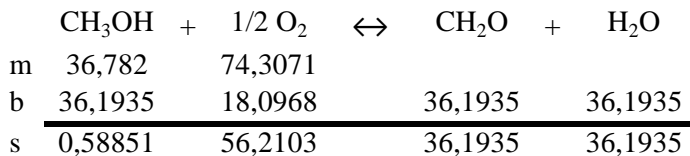


- Konversi metanol = 98,4 % (Mc. Ketta)
- Nitrogen tidak ikut bereaksi
- Neraca massa *over all* :

$$M_4 + M_5 = M_6$$

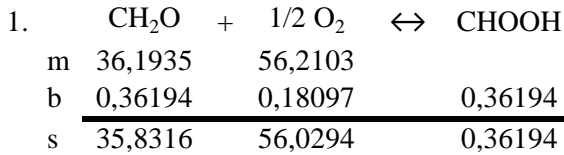
- *Feed* B yang masuk reaktor $= \frac{2}{3} \times 111,46$
 $= 74,3071 \text{ kMol}$
 $= 2377,83 \text{ Kg/Jam}$
- Sedangkan untuk C yang masuk $= \frac{22,1}{6,72} \times 2377,83$
 $= 7827,01 \text{ Kg/Jam}$
- Dari laju alir massa maka dapat ditentukan laju alir kMol tiap komponen dengan rumus : $\frac{\text{Laju alir massa (Kg)}}{\text{Berat Molekul (Kg/kMol)}}$
- Laju alir kMol tiap komponen yang masuk didapatkan
 $\text{CH}_3\text{OH} = 36,7820151 \text{ kMol}$
 $\text{O}_2 = 74,3071011 \text{ kMol}$
 $\text{N}_2 = 279,536238 \text{ kMol}$
- Neraca massa komponen D :
 $\text{D} = 98,4\% \text{ (A/BM)}$
 $= \frac{98,4}{100} \times 36,7820$
 $= 36,1935 \text{ kMol}$

Reaksi Utama



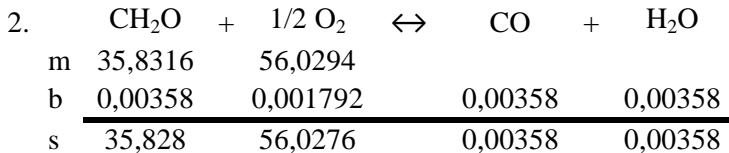
- Neraca massa komponen E :
 $\text{E} = 1\% \text{ (D/BM)}$
 $= \frac{1}{100} \times 36,1935$
 $= 0,36194 \text{ kMol}$

Reaksi Samping



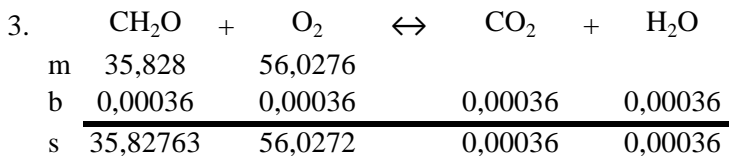
- Neraca massa komponen F :

$$\begin{aligned} F &= 0,01\% \quad (\text{D/BM}) \\ &= \frac{0,01}{100} \times 35,8316 \\ &= 0,00358 \text{ kMol} \end{aligned}$$



- Neraca massa komponen G :

$$\begin{aligned} G &= 0,001\% \quad (\text{D/BM}) \\ &= \frac{0,001}{100} \times 35,828 \\ &= 0,00036 \text{ kMol} \end{aligned}$$



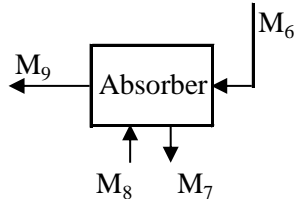
- Dari reaksi diatas maka dapat ditentukan laju alir kMol tiap komponen keluar reaktor, dengan rumus :

$$\text{kMol sisa} \quad \times \quad \text{Berat Molekul}$$

Aliran masuk		Aliran keluar	
M ₄	Kg/Jam	M ₆	Kg/Jam
CH ₃ OH	1177,0245	CH ₃ OH	18,83239171
		O ₂	1792,871435
M ₅	Kg/Jam	N ₂	7827,014654
O ₂	2377,827237	CH ₂ O	1074,828791
N ₂	7827,014654	CHOOH	16,6490113
		CO	0,10032839
		CO ₂	0,015764313
		H ₂ O	651,5539967
Total	11381,8664	Total	11381,8664

4. Alat Absorber (D-310)

- Kegunaan : Untuk menghilangkan gas CO, CO₂ yang terbentuk serta gas O₂ dan N₂ yang tidak ikut bereaksi



- Neraca massa *over all* :

$$M_6 + M_8 = M_7 + M_9$$

Tabel A.4 Data Kelarutan dalam Air

Komponen	Kelarutan dalam Air (gr/ml)
CH ₃ OH	1
CH ₂ O	1
CHOOH	0,001

- Asumsi komponen yang tidak larut dalam komponen H, menuju *top product* menara absorber
- Asumsi tidak ada komponen H yang ikut menguap

- Neraca komponen H :

$$M_8 = \left(\frac{D}{S} \times \rho_{\text{air}} \right) + \left(\frac{E}{S} \times \rho_{\text{air}} \right) + \left(\frac{A}{S} \times \rho_{\text{air}} \right)$$

Asumsi hanya 2 % komponen E yang terlarut, sehingga komponen H yang dibutuhkan untuk mengabsorb

$$\begin{aligned} &= \frac{2}{100} \times \left(\frac{E}{S} \times \rho_{\text{air}} \right) \\ &= \frac{2}{100} \times \left(\frac{16,649}{0,001} \times 1 \right) \\ &= 332,98 \text{ Kg} \end{aligned}$$

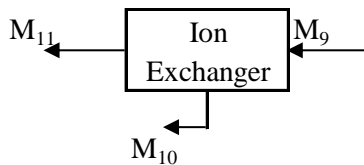
Sehingga,

$$\begin{aligned} M_8 &= \left(\frac{D}{S} \times \rho_{\text{air}} \right) + \left(\frac{2}{100} \times \left(\frac{E}{S} \times \rho_{\text{air}} \right) \right) \\ &+ \left(\frac{A}{S} \times \rho_{\text{air}} \right) \\ &= \left(\frac{1074,83}{1} \times 1 \right) + 332,98 \\ &+ \left(\frac{18,8324}{1} \times 1 \right) \\ &= 1074,83 + 332,980226 + 18,8324 \\ &= 1426,64141 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Aliran masuk		Aliran keluar	
M ₆	Kg/Jam	M ₇	Kg/Jam
CH ₃ OH	18,8324	O ₂	1792,8714
O ₂	1792,8714	N ₂	7827,0147
N ₂	7827,0147	CO	0,10033
CH ₂ O	1074,8288	CO ₂	0,0158
CHOOH	16,6490	CHOOH	16,3160
CO	0,1003		
CO ₂	0,0158		
H ₂ O	651,5540		
M ₈	Kg/Jam	M ₉	Kg/Jam
H ₂ O	1426,64	CH ₃ OH	18,8324
		CH ₂ O	1074,8288
		CHOOH	0,3330
		H ₂ O	2078,1954
Total	12808,5078	Total	12808,5078

5. Alat Ion Exchanger (D-320)

- Kegunaan : Untuk menghilangkan *formic acid* yang terbentuk dengan menggunakan NaOH

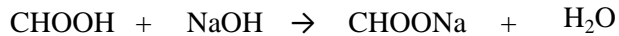


- Neraca massa *over all* :

$$M_9 = M_{10} + M_{11}$$

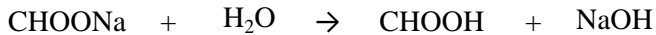
- Asumsi jumlah komponen E terikat 100 % oleh NaOH

- Menghitung jumlah NaOH yang dibutuhkan untuk mengikat komponen E, berdasarkan reaksi yang terjadi :



$$\begin{aligned} \text{NaOH yang dibutuhkan} &= \frac{E}{\text{BM}_E} \times \text{BM}_{\text{NaOH}} \\ &= \frac{0,3330}{46} \times 40 \\ &= 0,28954802 \text{ Kg} \end{aligned}$$

- Menghitung jumlah air yang dibutuhkan untuk reaktifasi NaOH yang sudah jenuh berdasarkan reaksi berikut :



$$\begin{aligned} \text{Air yang dibutuhkan} &= \frac{\text{NaOH}}{\text{BM}_{\text{NaOH}}} \times \text{BM}_{\text{H}_2\text{O}} \\ &= \frac{0,28955}{40} \times 18 \\ &= 0,13029661 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Aliran masuk		Aliran keluar	
M ₉	Kg/Jam	M ₁₁	Kg/Jam
CH ₃ OH	18,8324	CH ₃ OH	18,8324
CH ₂ O	1074,8288	CH ₂ O	1074,8288
CHOOH	0,3330	CHOOH	0
H ₂ O	2078,1954	H ₂ O	2078,1954
		M ₁₀	Kg/Jam
		CHOOH	0,3330
Total	3172,190	Total	3172,190

APENDIKS B

PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Data yang digunakan dalam perhitungan neraca energi

Basis = 1 jam operasi

T referensi = 25 °C

Satuan = Kkal/jam

Heat Capacity

Rumus yang digunakan untuk gas ideal :

$$C_p = C_1 + C_2 \left(\frac{C_3/T}{\sinh \left(\frac{C_3}{T} \right)} \right)^2 + C_4 \left(\frac{C_5/T}{\cosh \left(\frac{C_5}{T} \right)} \right)^2$$

Komponen	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅
CH ₃ OH	39250	87900	1916,5	53650	896,7
O ₂	29100	10040	2526,5	9360	1153,8
N ₂	29110	8610	1701,6	53650	909,79
CH ₂ O	33270	49541	1866,6	28080	934,9
CHOOH	33810	75930	1192,5	31800	550
CO	29110	8770	3085,1	84600	1538,2
CO ₂	29370	34540	1428	26400	588
H ₂ O	33360	26790	2610,5	8900	1169

Tabel 2-198 *Perry's Chemical Engineers' Handbook* by
Robert H. Perry, Don W. Green 7th Edition

Rumus yang digunakan untuk *liquid* :

$$C_p = C_1 + C_2T + C_3T^2 + C_4T^3 + C_5T^4$$

Komponen	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅
CH ₃ OH	105800	-3,6223	93,79		
O ₂	174530	-6152,3	113,92	-92,382	2796,3
N ₂	281970	-12281	248	-2,2182	7490,2
CH ₂ O	61900	28,3			
CHOOH	78060	71,54			
CO	65,429	28723	-847,39	1959,6	
CO ₂	-8E+06	104370	-433,33	60,052	
H ₂ O	276370	-2090,1	8,125	-141,16	9370100

Tabel 2-196 *Perry's Chemical Engineers' Handbook* by
Robert H. Perry, Don W. Green 7th Edition

Heat of Formation

Komponen	Hf
CH ₃ OH	-2,06E+06
O ₂	0
N ₂	0
CH ₂ O	-1,09E+06
CHOOH	-2,79E+07
CO	-1,11E+06
CO ₂	-3,94E+06
H ₂ O	-2,42E+06

Tabel 2-221 *Perry's Chemical Engineers' Handbook* by
Robert H. Perry, Don W. Green 7th Edition

Heat of Vaporation

Rumus :

$$H_v = C_1 \times (1 - T_r)^{C_2 + C_3 T_r + C_4 T_r^2}$$

Komponen	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄
CH ₃ OH	5,2E+07	0,3682		
O ₂	9E+08	0,4542	-0,4096	0,3183
N ₂	7,5E+08	0,40406	-0,317	0,27343
CH ₂ O	3,1E+07	0,2954		
CHOOH	2,4E+07	1,999	-5,1503	3,331
CO	8,6E+08	0,4921	-0,326	0,2231
CO ₂	2,2E+07	0,382	-0,4339	0,42213
H ₂ O	5,2E+07	0,3199	-0,212	0,25795

Tabel 2-193 *Perry's Chemical Engineers' Handbook* by
Robert H. Perry, Don W. Green 7th Edition

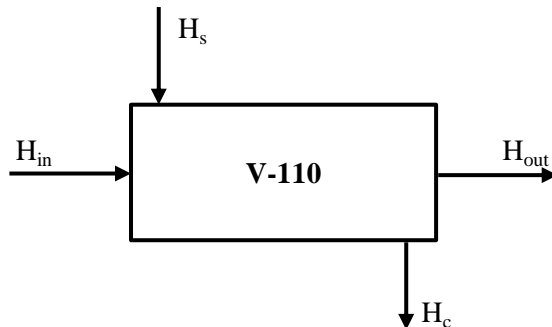
1. Alat Vaporizer (V-110)

- Kegunaan : Untuk mengubah fase methanol *liquid* menjadi
vapor

T_{in} = 30 °C

T_{out} = 72 °C

T_{ref} = 25 °C



$$H = m \times C_p \times \Delta T$$

- Neraca energi *overall* :

$$H_{in} + H_s - H_c = H_{out} + H_v + Q_{loss}$$

- Asumsi : $Q_{loss} = 0,05 Q_{supply}$
- Menghitung *enthalpy* masuk vaporizer

Komponen	Massa	Cp	H _{in}
CH ₃ OH	36,7820151	108127	3977,115646
H ₂ O	0,66050757	20,91	0,013811213
Total	37,4425226		3977,129458

- Menghitung *enthalpy* keluar vaporizer

Komponen	Massa	Cp	H _{out}
CH ₃ OH	36,7820151	39250	1443,694092
H ₂ O	0,66050757	196,554	0,129825404
Total	37,4425226		1443,823917

- *Critical Temperature* Metanol = 239,4 °C (MSDS)
- Menghitung *enthalpy* penguapan

Komponen	Massa	ΔH _v	H _v
CH ₃ OH	36,7820151	4,6E+07	1689184,796
Total	36,7820151		1689184,796

- Dari persamaan neraca energi *over all* diatas :

$$H_{in} + H_s - H_c = H_{out} + H_v + Q_{loss}$$

$$H_{in} + Q_{supply} = H_{out} + H_v + Q_{loss}$$

$$Q_{supply} - Q_{loss} = H_{out} + H_v - H_{in}$$

$$Q_{supply} - 0,05 Q_{supply} = 1443,82 + 1689184,8 - 3977,13$$

$$0,95 Q_{supply} = 1686651,49$$

$$Q_{\text{supply}} = 1775422,62 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 88771,1311 \text{ kJ}$$

- *Steam* yang digunakan berada pada kondisi :

$$\text{Tekanan} = 8581 \text{ kPa}$$

$$\text{Temperatur} = 300 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$H_v = 2749 \text{ kJ/Kg}$$

$$H_l = 1344 \text{ kJ/Kg}$$

$$\lambda = 1405 \text{ kJ/Kg}$$

- Menghitung massa *steam* yang masuk vaporizer

$$Q_{\text{supply}} = m \times \lambda$$

$$m = Q_{\text{supply}} / \lambda$$

$$= 1263,64599 \text{ Kg}$$

Masuk		Keluar	
H_{in}	= 3977,129458	H_{out}	= 1443,823917
Q_{supply}	= 1775422,622	H_v	= 1689184,796
		Q_{loss}	= 88771,13109
Total	1779399,751		1779399,751
Total	425286,7474		425286,7474

kJ

Kkal

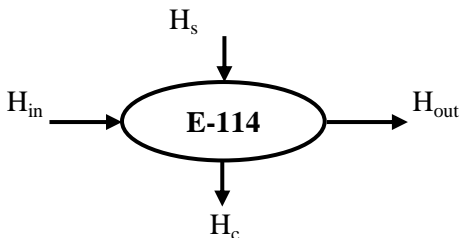
2. Alat Heater (E-114)

- Kegunaan : Untuk menaikkan suhu oksigen dan nitrogen

$$T_{\text{in}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{out}} = 72 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$



$$H = m \times C_p \times \Delta T$$

- Neraca energi *overall* :

$$H_{in} + H_s - H_c = H_{out} + Q_{loss}$$

- Asumsi : $Q_{loss} = 0,05 Q_{supply}$
- Menghitung *enthalpy* masuk heater

Komponen	Massa	Cp	H _{in}
O ₂	74,3071011	29100	2162,336643
N ₂	279,536238	29110	8137,299878
Total	353,843339		10299,63652

- Menghitung *enthalpy* keluar heater

Komponen	Massa	Cp	H _{out}
O ₂	74,3071011	29100	2162336,643
N ₂	279,536238	29110	8137299,878
Total	353,843339		10299636,52

- Dari persamaan neraca energi *over all* diatas :

$$H_{in} + H_s - H_c = H_{out} + Q_{loss}$$

$$H_{in} + Q_{supply} = H_{out} + Q_{loss}$$

$$Q_{supply} - Q_{loss} = H_{out} - H_{in}$$

$$Q_{supply} - 0,05 Q_{supply} = 10299636,52 - 10299,6365$$

$$0,95 Q_{supply} = 10289336,9$$

$$Q_{supply} = 10830880,9 \text{ kJ}$$

$$Q_{loss} = 541544,047 \text{ kJ}$$

- *Steam* yang digunakan berada pada kondisi :

$$\text{Tekanan} = 8581 \text{ kPa}$$

$$\text{Temperatur} = 300 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$H_v = 2749 \text{ kJ/Kg}$$

$$H_l = 1344 \text{ kJ/Kg}$$

$$\lambda = 1405 \text{ kJ/Kg}$$

- Menghitung massa *steam* yang masuk vaporizer

$$Q_{\text{supply}} = m \times \lambda$$

$$m = Q_{\text{supply}} / \lambda$$

$$= 7708,81205 \text{ Kg}$$

Masuk		Keluar	
H_{in}	= 10299,63652	H_{out}	= 10299636,52
Q_{supply}	= 10830880,93	Q_{loss}	= 541544,05
Total	10841180,57	10841180,57	kJ Kkal
Total	2591104,342	2591104,342	

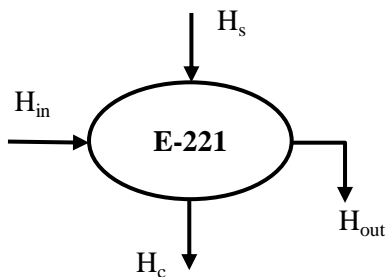
3. Pre-heater (E-221)

- Kegunaan : Menaikkan suhu campuran metanol, oksigen dan nitrogen

$$T_{\text{in}} = 72 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{out}} = 260 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$



$$H = m \times C_p \times \Delta T$$

- Neraca energi *overall* :

$$H_{in} + H_s - H_c = H_{out} + Q_{loss}$$

- Asumsi : $Q_{loss} = 0,05 Q_{supply}$
- Menghitung *enthalpy* masuk pre-heater

Komponen	Massa	Cp	H _{in}
CH ₃ OH	36,7820151	39250	1443,694092
O ₂	74,3071011	29100	2162,336643
N ₂	279,536238	29110	8137,299878
Total	390,625354		11743,33061

- Menghitung *enthalpy* keluar pre-heater

Komponen	Massa	Cp	H _{out}
CH ₃ OH	36,7820151	3,5E+07	1284065,422
O ₂	74,3071011	129446	9618,721388
N ₂	279,536238	3129623	874843,0615
Total	390,625354		2168527,205

- Dari persamaan neraca energi *over all* diatas :

$$H_{in} + H_s - H_c = H_{out} + Q_{loss}$$

$$H_{in} + Q_{supply} = H_{out} + Q_{loss}$$

$$Q_{supply} - Q_{loss} = H_{out} - H_{in}$$

$$Q_{supply} - 0,05 Q_{supply} = 2168527,205 - 11743,3306$$

$$0,95 Q_{supply} = 2156783,87$$

$$Q_{supply} = 2270298,82 \text{ kJ}$$

$$Q_{loss} = 113514,941 \text{ kJ}$$

- *Steam* yang digunakan berada pada kondisi :

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan} &= 8581 \text{ kPa} \\
 \text{Temperatur} &= 300 \text{ }^{\circ}\text{C} \\
 H_v &= 2749 \text{ kJ/Kg} \\
 H_l &= 1344 \text{ kJ/Kg} \\
 \lambda &= 1405 \text{ kJ/Kg}
 \end{aligned}$$

- Menghitung massa *steam* yang masuk vaporizer

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{supply}} &= m \times \lambda \\
 m &= Q_{\text{supply}} / \lambda \\
 &= 1615,87104 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Masuk		Keluar	
H_{in}	= 11743,33061	H_{out}	= 2168527,205
Q_{supply}	= 2270298,82	Q_{loss}	= 113514,94
Total	2282042,146	2282042,146	kJ Kkal
Total	545421,163	545421,163	

4. Alat Reaktor (R-210)

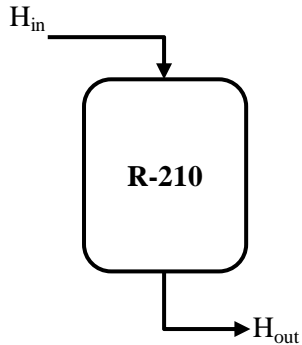
- Kegunaan : Untuk mereaksikan metanol fase *vapor* dan oksigen dengan bantuan katalis *Iron*

Molybdenum

$$T_{in} = 260 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{out} = 300,196 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$



$$H = m \times C_p \times \Delta T$$

- Neraca energi *overall* :

$$H_{in} = H_{out} + \Delta H_r$$

- Asumsi : $Q_{loss} = 0,05 \quad Q_{in}$
- *Enthalpy* masuk reaktor didapatkan dari keluar pre-heater
= 2168527,205 kJ
- Secara umum :
 $\Delta H_r = \Delta H_{25} + \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan}$

- Menghitung *enthalpy* reaksi pada Tref (Reaktan)

Komponen	Massa	Hf	H
CH ₃ OH	36,7820151	-2060000	-75770,95
O ₂	74,3071011	0	0
N ₂	279,536238	0	0
Total	390,625354		-75770,95

- Menghitung *enthalpy* reaksi pada Tref (Produk)

Komponen	Massa	Hf	H
CH ₃ OH	0,58851224	-2060000	-1212,34
O ₂	56,0272324	0	0
N ₂	279,536238	0	0
CH ₂ O	35,8276264	-1090000	-39052,11
CHOOH	0,36193503	-27860000	-10083,51
CO	0,00358316	-1110000	-3,98
CO ₂	0,00035828	-3940000	-1,41
H ₂ O	36,1974443	-2420000	-87597,82
Total	408,542929		-137951,16

- Menghitung *enthalpy* reaksi pada Treaktor (Reaktan)

Komponen	Massa	Cp	H
CH ₃ OH	36,7820151	34910143	1284065,42
O ₂	74,3071011	129446	9618,721388
N ₂	279,536238	3129623	874843,0615
Total	390,625354		2168527,21

- Menghitung *enthalpy* reaksi pada Treaktor (Produk)

Komponen	Massa	Cp	H
CH ₃ OH	0,58851224	34910143	20545,05
O ₂	56,0272324	129446	7252
N ₂	279,536238	3129623	874843
CH ₂ O	35,8276264	7783405	278860,94
CHOOH	0,36193503	205770612	74475,59
CO	0,00358316	69196	0,25
CO ₂	0,00035828	60447473	21,66
H ₂ O	36,1974443	260012	9411,77
Total	408,542929		1265410,80

$$\begin{aligned}
 \Delta H &= \Delta H_{25} + \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \\
 &= -213722,11 + 1265410,80 - 2168527,21 \\
 &= -1116838,52 \text{ kJ/kMol}
 \end{aligned}$$

- Berdasarkan persamaan diatas :

$$\begin{aligned}
 H_{in} &= H_{out} + \Delta H_r \\
 2168527,205 &= H_{out} + -1116838,52 \\
 H_{out} &= 3285365,73 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Menghitung *enthalpy* keluar reaktor

Komponen	Massa	Cp	H _{out}
CH ₃ OH	0,58851224	90638335	53341,77
O ₂	56,0272324	388575	21771
N ₂	279,536238	8218153	2297271
CH ₂ O	35,8276264	21157793	758033,49
CHOOH	0,36193503	341911052	123749,59
CO	0,00358316	260760	0,93
CO ₂	0,00035828	105667645	37,86
H ₂ O	36,1974443	860829	31159,81
Total	408,542929		3285365,73

Masuk		Keluar	
H_{in}	= 2168527,205	H_{out}	= 3285365,73
		ΔH_r	= -1116838,52
Total	2168527,205	2168527,205	kJ
Total	518290,441	518290,441	Kkal

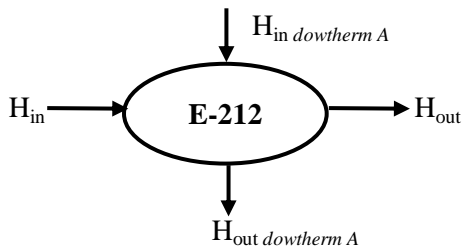
5. Alat Dowtherm-A (E-212)

- Kegunaan : Untuk menjaga suhu pada reaktor agar tetap konstan

$$T_{in} = 300,196 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{out} = 260 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$



$$H = m \times C_p \times \Delta T$$

- Neraca energi *overall* :

$$H_{in} + H_{in \text{ dowtherm A}} = H_{out} + H_{out \text{ dowtherm A}}$$

- *Enthalpy* masuk alat *Downterm-A* didapat dari perhitungan reaktor sebelumnya = 3285365,73 kJ

- Menghitung *enthalpy* keluar *Downterm-A*

Komponen	Massa	Cp	H _{out}
CH ₃ OH	0,58851224	34910143	20545,05
O ₂	56,0272324	129446	7252
N ₂	279,536238	3129623	874843
CH ₂ O	35,8276264	7783405	278860,94
CHOOH	0,36193503	205770612	74475,59
CO	0,00358316	69196	0,25
CO ₂	0,00035828	60447473	21,66
H ₂ O	36,1974443	260012	9411,77
Total	408,542929		1265410,80

- Dari persamaan neraca energi *overall* diatas :

$$\begin{aligned}
 H_{in} + H_{in \text{ dowtherm } A} &= H_{out} + H_{out \text{ dowtherm } A} \\
 3285365,73 + H_{in \text{ dowtherm } A} &= 1265410,80 + H_{out \text{ dowtherm } A} \\
 Q_{dowtherm A} &= 2019954,93 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Menghitung jumlah *dowtherm-A* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 T_{in \text{ dowtherm } -A} &= 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K} \\
 T_{out \text{ dowtherm } -A} &= 45 \text{ }^{\circ}\text{C} = 318 \text{ K} \\
 H_{in \text{ dowtherm } A} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= m \times 1,51 \times (303 - T_{ref}) \\
 &= m \times 45,3 \\
 &= 45,3 \text{ m} \\
 H_{out \text{ dowtherm } A} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= m \times 1,51 \times (318 - T_{ref}) \\
 &= m \times 67,95 \\
 &= 67,95 \text{ m} \\
 Q_{dowtherm A} &= H_{out \text{ dowtherm } A} - H_{in \text{ dowtherm } A} \\
 2019954,93 &= 22,65 \text{ m} \\
 m &= 89181,23322 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Masuk	Keluar	
$H_{in} = 3285365,7297$	$H_{out} = 1265410,7972$	
	$Q_{dowtherm A} = 2019954,9325$	
Total 3285365,73	3285365,73	kJ
Total 785221,2547	785221,2547	Kkal

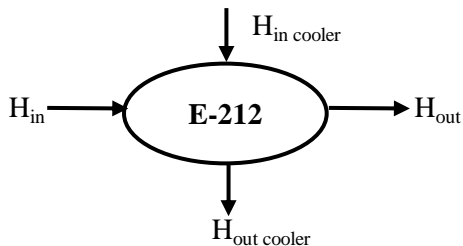
6. Alat Cooler (E-213)

- Kegunaan : Untuk menurunkan suhu keluar reaktor sebelum masuk ke absorber

$$T_{in} = 260 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 110 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$



$$H = m \times C_p \times \Delta T$$

- Neraca energi *overall* :

$$H_{in} + H_{in \text{ cooler}} = H_{out} + H_{out \text{ cooler}}$$

- *Enthalpy* masuk alat *Downterm-A* didapat dari perhitungan reaktor sebelumnya = 1265410,80 kJ

- Menghitung *enthalpy* keluar *cooler*

Komponen	Massa	Cp	H _{out}
CH ₃ OH	0,58851224	39386,69	23,18
O ₂	56,0272324	29100,01	1630,39
N ₂	279,536238	29119,98	8140,09
CH ₂ O	35,8276264	33287,11	1192,60
CHOOH	0,36193503	183626,85	66,46
CO	0,00358316	29110,00	0,10
CO ₂	0,00035828	54107,28	0,02
H ₂ O	36,1974443	33360,01	1207,55
Total	408,542929		12260,39

- Dari persamaan neraca energi *overall* diatas :

$$\begin{aligned}
 H_{in} + H_{in \text{ cooler}} &= H_{out} + H_{out \text{ cooler}} \\
 1265410,80 + H_{in \text{ cooler}} &= 12260,39 + H_{out \text{ cooler}} \\
 Q_{cooler} &= 1253150,40 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Menghitung jumlah *dowtherm-A* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 T_{in \text{ cooler}} &= 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K} \\
 T_{out \text{ cooler}} &= 45 \text{ }^{\circ}\text{C} = 318 \text{ K} \\
 H_{in \text{ cooler}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= m \times 4,182 \times (303 - T_{ref}) \\
 &= m \times 125,46 \\
 &= 125,46 \text{ m} \\
 H_{out \text{ cooler}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= m \times 4,182 \times (318 - T_{ref}) \\
 &= m \times 188,19 \\
 &= 188,19 \text{ m} \\
 Q_{cooler} &= H_{out \text{ cooler}} - H_{in \text{ cooler}} \\
 1253150,40 &= 62,73 \text{ m} \\
 m &= 19976,8915 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Masuk		Keluar	
H_{in}	= 1265410,7972	H_{out}	= 12260,3933
		Q_{cooler}	= 1253150,4038
Total	1265410,80	1265410,80	kJ
Total	302440,4391	302440,4391	Kkal

7. Alat Absorber (D-310)

- Kegunaan : Untuk memisahkan gas nitrogen, oksigen, CO_2 dan CO

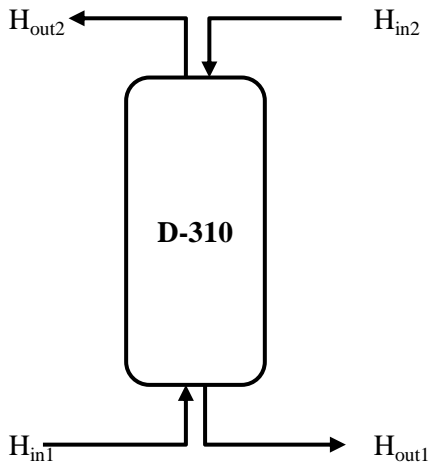
$$T_{in1} = 110 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{in2} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{out1} = 37,0123 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{out2} = 110 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$



$$H = m \times C_p \times \Delta T$$

- Neraca eneregi *over all*

$$H_{in1} + H_{in2} = H_{out1} + H_{out2}$$

- Dari perhitungan sebelumnya didapatkan *enthalpy* masuk
= 12260,39 kJ

- Menghitung *enthalpy* gas keluar absorber

Komponen	Massa	Cp	H _{out2}
O ₂	56,0272324	29100	1630,392925
N ₂	279,536238	29120	8140,090673
CO	0,00358316	29110	0,104305694
CO ₂	0,00035828	54107	0,019385547
Total	335,567411		9770,61

- Menghitung *enthalpy* air masuk absorber

Komponen	Massa	Cp	H _{in2}
H ₂ O	79,257856	20,91	1657,28
Total	79,257856		1657,28

- Dari neraca energi *overall* diatas :

$$\begin{aligned}
 H_{in1} + H_{in2} &= H_{out1} + H_{out2} \\
 12260,39 + 1657,28 &= H_{out1} + 9770,61 \\
 H_{out1} &= 4147,07 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

- Menghitung *enthalpy liquid* keluar absorber dengan T trial

Komponen	Massa	Cp	H _{out1}
CH ₃ OH	0,58851224	119289,93	70,20
CH ₂ O	35,8276264	62239,95	2229,91
CHOOH	0,36193503	78919,36	28,56
H ₂ O	36,1974443	50,24	1818,39
Total	72,9755179		4147,07

Masuk		Keluar	
H _{in1}	= 12260,39	H _{out1}	= 4147,07
H _{in2}	= 1657,28	H _{out2}	= 9770,6073
Total	13918	13918	kJ Kkal
Total	3326,40	3326,40	

APPENDIKS C

SPESIFIKASI ALAT

1. Methanol Storage Tank (F-111)

Fungsi: Menyimpan methanol pada tekanan 1 atm dan temperatur 30 °C.

Menentukan tipe tangki penyimpanan.

Tipe tangki yang dipilih yaitu berbentuk silinder vertical dengan flat bottom dan head conical roof dengan pertimbangan:

- a) Bahan baku yang disimpan berwujud cair
- b) Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm dan temperature 30 °C.

Berdasarkan literature “A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics” – Ulrich, tangki penyimpanan dengan spesifikasi seperti di atas dapat memenuhi kriteria kondisi operasi (Max 1,184 atm dan 40 °C).

Menentukan bahan konstruksi.

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Carbon Steel SA-283 Grade C dengan pertimbangan:

- a) Bahan baku berwujud cairan korosif
- b) Cocok untuk tangki dengan ketebalan < 1,25 in
- c) Harga relatif lebih murah
- d) Maximum allowable stress cukup besar: 12650 psi

Menentukan dimensi tangki

Bahan baku methanol disimpan untuk jangka waktu 30 hari.

Jumlah methanol yang ditampung untuk kebutuhan produksi,

$$1114.6065 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 30 \text{ d} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{d}} = 802516.68 \frac{\text{kg}}{30 \text{ d}}$$

Menghitung volume methanol di tangki penampung.

Dimana T dalam satuan Kelvin (K), dan density dalam kmol/m^3 sehingga perlu dikalikan dengan BM masing-masing komponen agar didapatkan satuan kg/m^3

$$\begin{aligned} T &= 30\text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 303\text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	BM	x_i	ρ (kg/m^3)	$\rho \cdot x_i$
Methanol	32,04	0,99	792	784,08
Water	18	0.1	1000	100
Total		1		884,08

Volume methanol yang ditampung,

$$\begin{aligned} 802516,68 \text{ kg} \times \frac{1}{884,08 \text{ kg/m}^3} &= 907,74215 \text{ m}^3 \\ &= 5709,5257 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Safety factor tangki: 10%

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 6280,4782 \text{ bbl}$$

Menentukan diameter dan tinggi tangki.

Dari Appendix E (Process Equipment Design, Brownell & Young), dipilih tangki dengan kapasitas 6800 bbl dengan spesifikasi sebagai berikut,

- a) Diameter (D) = 45 ft
- b) Tinggi = 24 ft
- c) Jumlah Course = 4 buah
- d) Allowable Vertical Weld Joint = 0.156 in
- e) Butt-welded Courses = 72 in = 6 ft

Menghitung tebal dan panjang shell course,
 Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17 (Brownell & Young)

Berdasarkan circumferential stress,

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + c$$

$$d = 12 \times D$$

t = Thickness of shell, in
 p = Internal pressure, psi
 d = Inside diameter, in
 f = Allowable stress, psi
 E = Joint efficiency, -
 c = Corrosion allowance, in

Karena density methanol tidak melebihi density air pada 60 °F, digunakan persamaan 3.17 untuk *hydrostatic test*

$$p = \rho_{\text{Meth}} \times \frac{H - 1}{144}$$

Untuk pengelasan, digunakan Double-welded butt joint, dengan spesifikasi sebagai berikut,

E = 80%

c = 0.125

sehingga t dapat dihitung,

$$t = \frac{\rho \times (H - 1) \times d}{2 \times f \times E \times 144} + c$$

$$= \frac{55.2 \times (H - 1) \times d}{2 \times 12650 \times 80\% \times 144} + 0.125$$

$$= 1.894\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0.125$$

Sedangkan panjang shell course dihitung menggunakan persamaan,

$$L = \frac{\pi d - \text{Weld Length}}{12n}$$

$$\begin{aligned} \text{Weld Length} &= \text{Jumlah Course} \times \text{Allowable Welded Joint} \\ n &= \text{Jumlah Course} \end{aligned}$$

Course 1

$$\begin{aligned} t_1 &= 1,894\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\ &= 1,894\text{E-}05 \times (24 - 1) \times 45 + 0,125 \\ &= 0,145 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk course 1, dipilih plate dengan ketebalan} &= 0,145 \text{ in} \\ &= 2/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan d_1 dan L_1

$$\begin{aligned} d_1 &= (12 \times D) + t_1 \\ &= 540 + 0,145 \\ &= 540,145 \text{ in} \\ L_1 &= \frac{\pi \times 540,145 - (4 \times 0,15625)}{48} \\ &= 35,3394 \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 2

$$\begin{aligned} H_2 &= H - 6,00 \\ &= 24 - 6,00 \\ &= 18 \text{ ft} \\ t_2 &= 1,894\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\ &= 1,894\text{E-}05 \times (18 - 1) \times 45 + 0,125 \\ &= 0,139 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk course 2, dipilih plate dengan ketebalan} &= 0,139 \text{ in} \\ &= 2/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan d_1 dan L_1

$$\begin{aligned} d_2 &= (12 \times D) + t_2 \\ &= 540 + 0,139 \\ &= 540,139 \text{ in} \end{aligned}$$

$$L_1 = \frac{\pi \times 540,139 - (4 \times 0,15625)}{48}$$

$$= 35,3390 \text{ ft}$$

Course 3

$$H_3 = H_2 - 6,00$$

$$= 18 - 6,00$$

$$= 12 \text{ ft}$$

$$t_3 = 1,894E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125$$

$$= 1,894E-05 \times (12 - 1) \times 45 + 0,125$$

$$= 0,134 \text{ in}$$

Untuk course 3, dipilih plate dengan ketebalan = 0,134 in
= 2/16 in

Sehingga didapatkan d_3 dan L_3

$$d_3 = (12 \times D) + t_3$$

$$= 540 + 0,134$$

$$= 540,134 \text{ in}$$

$$L_3 = \frac{\pi \times 540,134 - (4 \times 0,15625)}{48}$$

$$= 35,3587 \text{ ft}$$

Course 4

$$H_4 = H_3 - 6,00$$

$$= 12 - 6,00$$

$$= 6 \text{ ft}$$

$$t_4 = 1,894E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125$$

$$= 1,894E-05 \times (6 - 1) \times 45 + 0,125$$

$$= 0,129 \text{ in}$$

Untuk course 4, dipilih plate dengan ketebalan = 0,129 in
= 2/16 in

Sehingga didapatkan d_4 dan L_4

$$d_4 = (12 \times D) + t_4$$

$$= 540 + 0,129$$

$$= 540,129 \text{ in}$$

$$L_4 = \frac{\pi \times 540,129 - (4 \times 0,15625)}{48}$$

$$= 35,3384 \text{ ft}$$

Menghitung head tangki,
 Tebal *cone* digunakan standard, $y = 1$ in

Menghitung θ (sudut elemen *cone* terhadap horizontal)

$$\begin{aligned}\sin \theta &= \frac{D}{430 \times t} \\ &= \frac{D}{430 \times 1} \\ &= 0,10465\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\theta &= \text{ArcSin } 0,10465 \\ &= 0,10 \\ &= 6,01 \text{ Degree}\end{aligned}$$

Tinggi head (h) dapat dihitung dengan persamaan,

$$\text{tg } \theta = \frac{h}{0,5 \times D}$$

$$\begin{aligned}h &= 0,5 \times D \times \text{tg } \theta \\ &= 0,5 \times 45 \times -0,28 \\ &= -6,3755 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\alpha &= 90 - \theta \\ &= 90 - 0,10 \\ &= 89,90\end{aligned}$$

$$\text{tg } \theta = \frac{D}{2 \times H}$$

$$\begin{aligned}H &= \frac{D}{2 \times \text{tg } \alpha} \\ &= \frac{45}{2 \times 2,66} \\ &= 8,468 \text{ ft}\end{aligned}$$

Menghitung tbal head tangki,
 Tekanan yang dimasukkan dalam perhitungan adalah tekanan operasi + *safety factornya*

Safety factor = 10%

$P_{+safety\ factor} = 16,17\ \text{psi}$

$$t_h = \frac{P \times D}{2 \times \cos \theta \times ((f \times E) - 0,6 \times P)} + c$$

$$= \frac{16,17 \times 45}{2 \times 0,96 \times ((10120) - 9,702)} + 0,125$$

$$= 0,57\ \text{in}$$

Menghitung diameter pipa inlet dan outlet tangki,

Inlet piping,

Diameter pipa pemasukan diestimasi dengan persamaan berikut ini:

$$D_{i,opt} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Waktu pengisian tangki diasumsi sela 50 jam

Sehingga q_f dapat dihitung,

$$q_f = \frac{970,742 \times 35,3147}{50 \times 3600}$$

$$= 0,178\ \text{cuft/s}$$

$$\rho = 55,193$$

didapatkan $D_{i,opt}$ sebesar = 3,0220 in

Dari Tabel 11, Appendiks Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

$D_{Nominal}$	=	4,03	in
Sch.No	=	40	
OD	=	4,5	in
ID	=	4,03	in
A	=	12,7	in ²
<u>Surface/Lin.ft</u>			
Od	=	1,18	ft ² /ft
Id	=	1,06	ft ² /ft

Outer piping,

Menghitung debit fluida

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas} &= 1114,61 \text{ kg/m}^3 \\ &= 2457,28 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Density campuran} &= 884,08 \text{ kg/m}^3 \\ &= 55,19 \text{ lb/cuft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Debit fluida, } q_f &= \frac{\text{kapasitas}}{\text{density campuran}} \\ &= 0,012 \text{ cuft/s}\end{aligned}$$

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$\begin{aligned}\text{Debit fluida, } q_f &= 0,012 \times \text{safety factor} \\ &= 0,014 \text{ cuft/s}\end{aligned}$$

Menghitung viscosity campuran,

$$\begin{aligned}T &= 30 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 303 \text{ }^\circ\text{K}\end{aligned}$$

Komponen	BM	x_i	μ (pa.s)	$\mu \cdot x_i$
Methanol	32,04	0,99	0,00052	0,00051579
Water	18	0,1	0,0004	0,0004
Total		1		0,00055579

$$\text{Viscosity campuran} = 3,735\text{E-}04 \text{ lb/ft.s}$$

Menghitung diameter optimal,

Asumsi aliran turbulen, menurut Peter & Timmerhaus,

$$\begin{aligned}D_{i,\text{opt}} &= 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 0,950 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Tabel 11, Appendiks Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

D_{Nominal}	=	1	in
Sch.No	=	40	
OD	=	1,32	in
ID	=	1,05	in
A	=	0,86	in ²
<u>Surface/Lin.ft</u>			
Od	=	0,34	ft ² /ft
Id	=	0,27	ft ² /ft

Resume Methanol Storage Tank (F-111)

Tipe Tangki	: Cylindrical – Conical Roof – Flat Bottom Tank
Jumlah Tangki	: 1
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade D
Kapasitas Tangki	: 907,742 m ³
Tinggi Tangki	: 24 ft
Diameter Tangki	: 45 ft
Tebal Shell per Course	
Course 1	: 0,145 in
Course 2	: 0,139 in
Course 3	: 0,134 in
Course 4	: 0,129 in
Tinggi Head Tangki	: 8,468 ft
Tebal Head Tangki	: 0,574 in
Diameter Pipa (Inlet)	: 4 in, Schedule No 40
Diameter Pipa (Outlet)	: 1 in, Schedule No 40

2. Methanol Feed Pump (L-112)

Fungsi: Mengalirkan bahan baku methanol dari methanol storage tank ke vaporizer

Tujuan perancangan:

- Menentukan jenis pompa yang digunakan
- Menghitung tenaga pompa yang digunakan
- Menghitung tenaga motor

Menentukan jenis pompa yang digunakan,

Pompa yang dipilih yaitu pompa sentrifugal, dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Viskositas likuida yang rendah
- Konstruksi sederhana dan harga yang relatif lebih murah
- Tidak memerlukan *space* yang luas
- Biaya *maintenance* relatif lebih rendah

Menghitung tenaga pompa,

a) Menghitung kapasitas pompa

$$\begin{aligned}\text{Mass rate fluida} &= 1114,61 \text{ kg/h} \\ &= 2457,28 \text{ lb/h} \\ \rho &= 55,19 \text{ lb/cuft}\end{aligned}$$

Debit fluida

$$\begin{aligned}q_f &= \frac{m}{\rho \times 3600} \\ &= 0,012 \text{ cuft/s}\end{aligned}$$

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$\begin{aligned}\text{Debit aktual} &= 0,014 \text{ cuft/s} \\ &= 4,185 \text{ gpm}\end{aligned}$$

b) Menghitung diameter optimal pipa,

Asumsi = Aliran turbulen, $N_{re} > 2100$

$$\begin{aligned}D_{i,opt} &= 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 0,950 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Tabel 11, Appendixs Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

$$D_{\text{Nominal}} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Sch.No} = 40$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in}$$

$$= 0,11 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in}$$

$$= 0,08741 \text{ ft}$$

$$a = 0,864 \text{ in}^2$$

$$= 0,006 \text{ sq.ft}$$

$$\text{Surface/Lin.ft}$$

$$\text{od} = 0,344 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{id} = 0,274 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

c) Menghitung *friction loss*

Menghitung *velocity* fluida,

$$v = \frac{qf}{A} = \frac{0,012}{0,006} = 2,0625 \text{ fps}$$

Menghitung Reynold Number

$$\mu = 0,37347 \text{ lb/ft.s}$$

$$N_{\text{re}} = \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu}$$

$$= \frac{55,19 \times 0,08741 \times 2,0625}{0,00037}$$

$$= 26,643782 \text{ (Laminer)}$$

Menghitung factor friksi,

Factor friksi (f) dihitung menggunakan persamaan Chen (1979) yang dapat diaplikasikan pada semua nilai Nre dan relative roughness (ϵ/d)

$$\left[\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \log \left[\frac{k}{3.7065D} - \frac{5.0452}{R} \log \left(\frac{1}{2.8257} \left(\frac{k}{D} \right)^{1.1098} + \frac{5.8506}{R^{0.8981}} \right) \right] \right]$$

Dimana,

R = Reynold Number, dimensionless = 26643,8

λ = Friction factor (f), dimensionless

k = Pipe Roughness (ϵ), ft $\frac{k}{D} = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,08741 \text{ ft}} = 0,00172$

D = Inside Diameter, ft

Didapatkan,

$1/\sqrt{f} = 2,022$

f = 0,245

Asumsi = Tidak terjadi perubahan ukuran diameter pipa sepanjang aliran dari tangki ke vaporizer

Menghitung head loss pada fitting

Koefisien friksi pada sambungan (K) didapatkan dari Geankoplis, dimana K merupakan fungsi dari ukuran fitting

Jenis Fitting	K
Elbow 90°	0,3
Gate Valve, Wide Open	0,17
Check Valve, Swing	2

Menghitung velocity head,

$2.gc = 32,1741 \text{ ft/s}^2$

$v_h = \frac{v^2}{2.gc} = \frac{4,25392}{64,3481} = 0,06611 \text{ ft}$

Head loss karena fitting

Jenis Fitting	K	Jumlah	K.v _h
Elbow 90°, Regular, Flanged	0,3	3	0,9
Gate Valve, Wide Open	0,17	2	0,3
Check Valve, Swing	2	3	6,0
TOTAL h_F			7,2400 ft

Menghitung head loss pada pipa lurus, menggunakan persamaan Darcy-Weisbach,

$$h_L = f \frac{v^2 \times L}{2 \cdot g_c \times ID}$$

$$= 0,245 \times \frac{4,25 \times 164}{64,3 \times 0,09} = 30,3487 \text{ ft}$$

Menghitung total head loss,

$$\Sigma F = h_L + h_f$$

$$= 30,3487 + 7,2400$$

$$= 37,5887 \text{ ft}$$

Menghitung static head,

$$\Delta z = 170 \text{ ft}$$

$$\frac{g}{g_c} = 1 \text{ lb}_f/\text{lb}_m \times$$

$$= 170 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

d) Menghitung pressure head, ($\Delta P/\rho$)

P_1 = tekanan fluida dalam tangki = 1 atm

P_2 = tekanan operasi vaporizer = 1,3 atm

Tekanan hidrostatik,

$$P_h = \frac{\rho \times g \times h}{g_c}$$

$$= \frac{55,19 \times 32,2 \times 170}{32,17406}$$

$$= 9382,83 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$P_1 = 1 \text{ atm}$

$$= 1 \times 2116,22 \text{ psf} + 9382,83 \text{ psf}$$

$$= 11499,05 \text{ psf}$$

$P_2 = 1,3 \text{ atm}$

$$= 1,3 \times 2116,22 \text{ psf} + 9382,83 \text{ psf}$$

$$= 12133,91 \text{ psf}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P_2 - P_1}{\rho} = \frac{12133,9 - 11499}{55,19}$$

$$= 11,50 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

e) Menghitung power pompa

$$-W_s = \Delta z \frac{g}{gc} + \frac{v^2}{2 \cdot gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

$$= 170 + 0,0661 + 11,50 + 37,589$$

$$= 219,16 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

f) Menghitung Brake Horse Power (BHP),

$$\text{BHP} = qf \times \rho \times \frac{W_s}{550}$$

$$= 0,012 \times 55,19 \times 0,39847$$

$$= 0,272 \text{ HP}$$

Dari fig 14-37, Plant Design and Economics for Chemical Engineer by Peters & Timmerhaus Ed.4 didapatkan efisiensi pompa sentrifugal untuk

$$\eta_{\text{Pompa}} = 20,12\%$$

$$\frac{\text{BHP}_{\text{Aktual}}}{\eta_{\text{Pompa}}} = \frac{0,27}{20,12\%} = 1,35182 \text{ HP}$$

g) Menghitung tenaga motor pompa,

Dari fig 14-38, Plant Design and Economics for Chemical Engineer by Peters & Timmerhaus Ed.4 didapatkan efisiensi motor untuk BHP = 1,2 HP

$$\eta_{\text{Motor}} = 46,30 \%$$

$$\frac{P_{\text{Motor}}}{\eta_{\text{Motor}}} = \frac{1,35}{46,30\%} = 2,91969 \text{ HP}$$

Resume Spesifikasi Methanol Feed Pump (L-112)

Tipe Pompa : Centrifugal Pump

Kapasitas Pompa : 0,014 cuft/s

Total Head	: 219,157 ft.lb _f /lb _m
Power Pompa	: 1,352 HP
Ukuran Pipa	
D Nominal	: 1 in
ID	: 1,049 in, Schedule No.40
OD	: 1,320 in, Schedule No.40
Bahan	: Commercial Steel
Power Motor	: 2,920 HP

3. Vaporizer (V-110)

Fungsi: Mengubah fase methanol dari fase liquid menjadi fase gas pada suhu 72 °C.

1) Heat Balance

$$\begin{aligned}\text{Aliran bahan dingin, } Q &= 1664459 \text{ kJ/jam} \\ &= 1577596,25 \text{ btu/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}W &= 1114,6 \text{ kg/jam} \\ &= 2457,269 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Aliran bahan panas, } W &= 1184,7 \text{ kg/jam} \\ &= 2611,719 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

2) LMTD

$$T_1 = 300 \text{ }^{\circ}\text{C} = 572 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 300 \text{ }^{\circ}\text{C} = 572 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_1 = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 86 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 72 \text{ }^{\circ}\text{C} = 161,6 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned}\text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \\ &= 447,1353\end{aligned}$$

Karena nilai $R = 0$ maka $\Delta T = \text{LMTD}$

3) Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 200 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)}$$

4) Memilih jenis ukuran pipa

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria:

$$OD = 0,8 \text{ in}$$

$$BWG = 16$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$ID = 0,6 \text{ in}$$

$$a_o = 0,2 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_i = 0,2 \text{ in}^2$$

- 5) Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} = \frac{1577596,25}{200 \times 447,14} = 17,641 \text{ ft}^2$$

- 6) Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$Nt = \frac{A}{L \times a_o} = 7,489$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih heat exchanger dengan ketentuan:

Shell	Tube
ID: 8 in	No. of Tube: 18
B: 5,6 in	OD, BWG: 0,75 in, 16
Pass: 2	Pitch: 1,31 in triangular
	Pass: 8

- 7) Mengoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$A \text{ terkoreksi} = Nt \times L \times a_o \\ = 42,401 \text{ ft}^2$$

Menghitung harga U_D terkoreksi

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta t \text{ mean}} = 83,211$$

- 8) Perhitungan T_{av} dan t_{av}

Karena viskositas yang relative kecil maka

$$T_c = T_{av} \text{ dan } t_c = t_{av}$$

$$T_c = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 123,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida Panas: Shell Side**9) Flow Area**

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times PT} \times 0,5$$

$$C' = P_T - OD$$

$$= 1,3 - 0,8$$

$$= 0,6$$

$$a_s = 0,0667 \text{ ft}^2$$

10) Mass velocity

$$G_s = W_s/a_s$$

$$= 2611,7/0,0667$$

$$= 39176 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}$$

11) At Tc = 572°F

$$\mu_{\text{steam}} = 0,024 \text{ cp}$$

$$\mu_{\text{steam}} = 0,0581 \text{ lb/(ft)(hr)}$$

Dari fig.28 hal 838 Kern,

$$De = 0,7 \text{ in} = 0,0458 \text{ ft}$$

$$Nre = D G_t/\mu$$

$$= 30903$$

12) Dari fig 28 hal 838 Kern

$$jH = 100$$

13) At 572 °F

$$K = 0,0248 \text{ Btu/hr.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$C = 0,48 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 1,0398$$

$$14) h_o = jH \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 56,284 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

15) Uc

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = 40,2 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ F/ft}$$

Fluida Dingin: Tube Side**9) Flow Area**

$$a_t = (N_t \times a_i) / (144n)$$

$$= 0,0025 \text{ ft}^2$$

10) Mass Velocity

$$G_t = W/at$$

$$= 2457,269/0.002536$$

$$= 968978,6148 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}$$

11) At tc = 123,8 °F

$$\mu_{\text{air}} = 0,55579 \text{ Cp}$$

$$\mu_{\text{air}} = 1,3450118 \text{ (lb/(ft)(hr)}$$

$$Nre = D G_t/\mu$$

$$= 37221,90028$$

12) Dari fig 28 hal 838 Kern

$$jH = 140$$

13) At 330,8 °F

$$K = 0,015775 \text{ Btu/hr.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$C = 0,74 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 3,981036$$

$$14) h_i = jH \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 170,17 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ F}$$

15) H_{io} = h_i x (ID/OD)

$$= 170 \times (0,62/0,75)$$

$$= 140,67$$

$$\begin{aligned}
 16) \text{ Rd} \quad R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_d} \\
 &= 0.013 \text{ hr ft}^2 \text{ F/BTU}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 12, untuk industrial organic harus memiliki fouling factor > 0,001

Dapat disimpulkan Rd yang didapatkan dari perhitungan memenuhi kriteria perancangan

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

17) Untuk Nre = 37221,9

Dari fig.26 hal 836 Kern, $f = 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

Pada $T = 123,8^\circ \text{F}$; $s = 0,87$

18) Menghitung pressure drop

$$\begin{aligned}
 1. \quad \Delta P_{t1} &= 2 \times \frac{f G_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_s \phi_t} \\
 &= 14,598 \text{ psi (desain memenuhi)}
 \end{aligned}$$

2. $G_t = 968978,6$

$$v^2/2g' = 0,064$$

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2g'} = 1,177 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ tot}} = 8,263$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

19) Untuk Nre = 30902,87

Dari fig.26, Kern diperoleh

$$f = 0,0001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$D_s = 8/12 = 0,7 \text{ ft}$$

20) Jumlah Crosses

$$N+1 = 12 L/B = 25,71429$$

21) Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D_e' s \phi_s} = 0,0011 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi (desain memenuhi)}$$

Resume Spesifikasi Vaporizer (V-110)

Jenis	: Shell&Tube 2-4
Jumlah	: 1
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Luas area	: 42,401 ft ²
Temperatur	
T1	: 572 °F
T2	: 572 °F
t1	: 86 °F
t2	: 161,6 °F
Shell	
ID	: 8 in
Baffle	: 5,6 in
Passes	: 2
Tube	
OD	: 1,3 in
Jumlah	: 18
Passes	: 8
Pitch	: 1,6 in

4. Separator (H-120)

Fungsi: Memisahkan methanol fase vapor dengan methanol yang masih berfasa liquid

Tujuan Perancangan:

1. Menentukan tipe separator
2. Menentukan bahan konstruksi separator
3. Menghitung kapasitas separator
4. Menghitung tinggi dan diameter separator
5. Menghitung tebal dinding separator
6. Menghitung tebal head
7. Menghitung tinggi head

Kondisi: $T = 72\text{ }^{\circ}\text{C} = 161\text{ }^{\circ}\text{F} = 345\text{ }^{\circ}\text{K}$
 $P = 1\text{ atm} = 1,317\text{ bar}$

Menentukan tipe separator:

Separator dipilih berbentuk torispherical dishead dengan pertimbangan:

- Kondisi operasi accumulator pada tekanan 1 atm suhu 72°C
- Proses pemisahan fase gas dan fase cair lebih baik dengan luas penampang yang lebih lebar

Menentukan bahan konstruksi

Komposisi:

- Cr = 18 – 20 %
- Ni = 8 – 10,5 %
- C = 0,0008
- Si = 0,01
- Mn = 0,02

(Perry, edisi 6 hal: 23-44)

Dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Mempunyai allowable working stress yang besar, sehingga untuk kapasitas yang sama memerlukan ketebalan bahan yang tipis
- Harga relative murah
- Tahan terhadap panas dan korosi

Langkah Perancangan:

1. Menentukan volume spesifik uap (V_s)

Komponen	Kmol	y_i	P_{Ci} (Pa)	P_{Ci} (bar)	T_{Ci} (K)	ω	BM
Methanol	1103,46	0,99	4599000	45,99	512,5	-0,216	32
Water	11,1460	0,01	2,2E+07	220,64	647,1	-0,216	18
Total	1114,61	1					

Komponen	$y_i \cdot T_{Ci}$	$y_i \cdot P_{Ci}$	$y_i \cdot \omega$	$y_i \cdot BM$
Methanol	507,375	45,5301	-0,21384	31,68
Water	6,4709599	2,2064	-0,00216	0,18
Total	513,84596	47,7365	-0,216	31,86

Dari Smith Van Ness Ed.5 hal 346

$$Tr = \frac{T}{\sum y_i \cdot T_{Ci}} = \frac{345}{513,846} = 0,671407439$$

$$Pr = \frac{P}{\sum y_i \cdot P_{Ci}} = \frac{1,013}{47,7365} = 0,021220659$$

Dari harga Tr dan Pr menurut gambar 3.11 Smith Van Ness maka digunakan generalized virial koefisien

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}} = 0,083 - \frac{0,422}{0,528662} = -0,71524$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}} = 0,139 - \frac{0,172}{0,187647} = -0,77761$$

$$B_{pc}/RT_c = B^0 + \omega \cdot B^1 = -0,71524 + (0,167964686) = -0,54727738$$

$$Z = 1 + -0,547277384 \times 0,031606232 = 0,982703$$

$$V_s = \frac{ZRT}{P} = \frac{0,9827026 \times 0,083 \times 345}{1,013} = 27,82542367 \text{ m}^3/\text{kmol}$$

2. Menentukan densitas uap dan cairan

Densitas vapor (ρ_V)

Komponen	y_i	BM	$y_i \cdot BM$
Methanol	0,99	32	31,68
Water	0,01	18	0,18
Total	1		31,86

BM campuran = 31,86 kg/kmol

$$\rho V = \frac{BM_{\text{campuran}}}{V_s} = \frac{31,86}{27,82542367} = 1,144996043 \text{ kg/m}^3$$

Densitas Liquid (ρ_L)

$$T = 72^\circ\text{C} = 345^\circ\text{K}$$

Komponen	x_i	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho \cdot x_i$
Methanol	0,99	792	784,08
Water	0,01	1000	10
Total	1		794,08

Data densitas didapatkan dari MSDS Methanol dan Engineering Toolbox

$$\rho_L = 794,08 \text{ kg/m}^3$$

3. Menentukan volume vapor dan liquid

$$\text{Massa vapor} = 1103,4605 \text{ kg/jam} = 0,306517 \text{ kg/s}$$

$$\text{Massa liquid} = 11,1461 \text{ kg/jam} = 0,003096 \text{ kg/s}$$

$$\text{Volume vapor} = \frac{\text{massa vapor}}{\rho V} = \frac{0,306517}{1,144996} = 0,2677 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Volume liquid} = \frac{\text{massa liquid}}{\rho L} = \frac{0,003096}{794,08} = 3,899\text{E-}06 \text{ m}^3/\text{s}$$

Menentukan volume Drum Separator

Direncanakan vapor memiliki waktu tinggal (hold-up) 0,1 menit sedangkan untuk liquid memiliki waktu tinggal (hold-up) 60 menit.

$$\text{Volume liquid} = 3,9\text{E-}06 \times 60 \times 60 = 0,014 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume vapor} = 0,267701 \times 0,1 \times 60 = 1,606207 \text{ m}^3$$

$$\text{Jadi volume total} = 1,620244 \text{ m}^3$$

Safety factor: 10%, maka volume drum separator menjadi

$$\begin{aligned} V' &= 1,1 \times 1,6202436 = 1,782268 \text{ m}^3 \\ &= 62,93723 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

4. Menghitung kecepatan maksimum gas (U_v)

$$U_v = 0,035 \times (\rho_L/\rho_v)^{0,5}$$

Dimana:

U_v = kecepatan uap maksimum design (m/s)

ρ_v = densitas uap (kg/m³)

ρ_L = densitas cairan (kg/m³)

$$U_v = 0,035 \times 26,33481 = 0,921718 \text{ m/s}$$

5. Menghitung dimensi tangki

a. Menentukan diameter dalam tangki (ID)

Volume head (Vh)

$$V_h = 0,000049 D_i^3$$

D_i = inside diameter (in)

$$\text{Volume head torispherical} = 0,084672 D_i^3$$

D_i = inside diameter (ft³)

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi D_i^2 L}{4} + 2 V_{\text{head}} \\ &= \frac{3,14 \times D_i^2 \times 5D}{4} + 2 \times 0,084672 D_i^3 \\ &= 4,094344 D_i^3 \end{aligned}$$

$$D_i^3 = \frac{62,93723029}{4,094344}$$

$$D_i = 2,48641967 \text{ ft} = 0,75787 \text{ m} = 29,83734 \text{ in}$$

Untuk perancangan digunakan $L/D = 4$ (Treyball *L/D accumulator/drum separator: 4-5*)

$$L = 4 \times 2,48641967 \text{ ft}$$

$$= 9,945679 \text{ ft}$$

$$= 3,03148 \text{ m} = 119,3494 \text{ in}$$

b. Menentukan Volume Drum Separator

Volume silinder (Vs)

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi D_i^2 L}{4} = \frac{3,14 \times 0,75787^2 \times 3,03148}{4} = 1,366827 \text{ m}^3 \\ &= 48,26678 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Volume drum separator (Vt)

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + 2 V_h = 48,26678 + 2 \times 0,084672 \times D_i^3 \\ &= 48,26678 + 2 \times 0,084672 \times 15,3715 \end{aligned}$$

$$= 50,86989 \text{ ft}^3$$

$$= 1,440543 \text{ m}^3$$

c. Menghitung luas penampang tangki (A)

$$A = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} = \frac{3,14 \times 0,574367^2}{4} = 0,450878 \text{ m}^2$$

6. Menentukan tinggi liquid (H_L)

$$\text{Volume untuk 60 menit hold up} = 3,9\text{E-}06 \times 60 \times 60$$

$$= 0,014036 \text{ m}^3$$

$$\text{Kedalaman liquid} = \frac{0,014036}{0,450878} = 0,031131 \text{ m}$$

7. Menentukan tebal dinding tangki (t_s)

Tebal dinding tangki dihitung dengan bantuan persamaan 13.1 Brownell & Young halaman 254 yaitu:

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + c \quad (\text{pers. 13.1 Brownell \& Young})$$

dimana:

t_s = tebal shell (in)

P = tekanan internal (psi)

r_i = jari-jari dalam (in)

f = tekanan maksimum yang diijinkan (psia)

E = efisiensi pengelasan

c = factor korosi

Tangki didesain sebagai berikut:

-Suhu = 345 °K

-Tekanan = 131,723 kPa = 19,1048 psia

-Bahan konstruksi = Austenitic stainless steel, AISI tipe 304 dengan komposisi:

Cr = 18-20% ; Si = 1% ; Ni = 8-10,5% ; C = 0,08% ; Mn = 2 %

(Perry, ed.6, hal 23-44)

-Bentuk head = Torispherical dishead head

-Jari-jari dalam (ri) = ID/2 = 29,83734/2 = 14,91867 in

$$ts = \frac{19,1047984 \times 14,91867}{16000 \times 0,85 - 0,6 \times 19,1048} + 0,125$$

$$= 0,145975 \text{ in}$$

Maka digunakan tebal shell 5/16 in

8. Menentukan tebal head tangki

Bahan yang digunakan sebagai head sama dengan yang digunakan untuk shell, karena tekanan kurang dari 200 psi, maka dipilih head jenis torispherical dishead head (Brownell&Young hal 88)

$$(OD)s = (ID)s + 2.ts$$

$$= 29,83734 + 2 \times 0,5$$

$$= 30,83734 \text{ in}$$

Digunakan OD standar 60 in, dengan tebal shell ½ in dari table 5.7 Brownell&Young hal 91, diperoleh harga:

rc = 60

icr = 29

Berdasarkan persamaan 7.76&7.77, Brownell&Young hal 138:

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \left(\frac{rc}{icr} \right)^{0,5} \right)$$

Dalam hal ini: W = factor intensifikasi stress

W = 1,11

$$th = \frac{P.rc.W}{2.f.E - 0,2P} + c$$

$$th = \frac{19,1048 \times 60 \times 1,11}{2 \times 16000 \times 0,85 - 0,2 \times 19,1} + 0,125 = 0,172 \text{ in}$$

9. Menghitung tinggi head

ID = 29,83734 in

OD = 30,83734 in

Berdasarkan Brownell&Young hal 87 diperoleh harga:

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{29,83734}{2} = 14,91867 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 60 - 29 = 31 \text{ in}$$

$$AB = ID/2 - icr = 13,6573644 - 29 = -15,3 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 26,93702902 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 60 - 26,94 = 33,06297 \text{ in}$$

Dari tabel 5-6 Brownell&Young hal 88, untuk tebal head $\frac{1}{4}$ in diperoleh harga $sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{2}$.

Dipilih $sf = 2$. Maka:

$$Hh = th + b + sf$$

$$= 0,172 + 33,06297 + 2 = 35,2347393 \text{ in}$$

10. Menentukan tinggi tangki separator total

Tinggi tangki separator total

$$= (2 \times Hh) + L$$

$$= (2 \times 35,23474) + 109,3$$

$$= 179,7824 \text{ in} = 14,97721 \text{ ft}$$

Resume Separator (H-120)

Tipe	: Silinder vertical berbentuk torispherical
Kapasitas Tangki	: $1,36736171 \text{ m}^3$
Diameter Tangki	: $0,71919555 \text{ m}$
Tinggi Tangki	: $2,8767822 \text{ m}$
Bahan Konstruksi	: Austenitic Stainless Steel, AISI tipe 304
Kondisi	: Campuran Vapor (top) – Liquid (bottom)
Tekanan	: $1,317 \text{ atm}$
Suhu	: 72°C

5. Filter Udara (H-113)

Fungsi : Untuk menangkap padatan yang terikut dengan udara dari lingkungan sekitar.

Laju alir bahan : $10204,84 \text{ kg/jam} = 244916,2 \text{ kg/hari}$

Komponen	%Berat	m (kg/hari)	ρ (kg/m ³)	V (m ³ /hari)
N2	22,12	54175,45	2160	25,081
O2	6,72	16458,37	1001	16,442
Total	28,84	70633,82		41,523

ρ campuran = 1701,07 kg/m³

suhu gas masuk = 30 °C

viskositas udara = 0,02 cp = 0,1 kg/m.jam

densitas udara = 0,06 lb/ft³ = 0,9 kg/m³

Penentuan Dimensi Filter

$$D_{pth} = \frac{9 \times \mu \times B_c}{\pi \times N_s \times V_{maks} \times (\rho_p - \rho_g)}$$

(Perry 8^{ed}, eq hal 17-30)

N_s = jumlah putaran efektif = 4

V_{maks} = kecepatan gas masuk = 20 m/s

Dari Perry 8^{ed}, fig 17-39, untuk efisiensi = 99,99 %

$D_{pi}/D_{p,th} = 10$

$D_{pi} = 0,00003$ m

$D_{p,th} = D_{pi} / 10$

$= 0,000003$ m

$$0,000003 = \frac{9 \times 0,08 \times B_c}{\pi \times 4 \times 20 \times (1239,4987 - 0,9)}$$

$$0,000003 = \frac{9 \times 0,0495 \times B_c}{427082,889}$$

$B_c = 1,8$ meter

Dimensi Filter:

$B_c = D_c/4$

$D_c = 7,1$ meter

$$D_c = D_o/2 = 3,6 \text{ meter}$$

$$H_c = D_o/2 = 3,6 \text{ meter}$$

$$L_c = 2.D_c = 14,2 \text{ meter}$$

$$S_c = D_o/8 = 0,89 \text{ meter}$$

$$Z_c = 2.D_c = 14,2 \text{ meter}$$

$$J_c = D_o/4 = 1,8 \text{ meter}$$

Dari Perry 7ed, hal 17-27

Resume Spesifikasi Filter Udara (H-113)

Kecepatan gas masuk = 20 m/s

Dimensi filter:

$$B_c = 1,8 \text{ meter}$$

$$D_c = 7,1 \text{ meter}$$

$$D_e = 3,6 \text{ meter}$$

$$H_c = 3,6 \text{ meter}$$

$$L_c = 14,2 \text{ meter}$$

$$S_c = 0,89 \text{ meter}$$

$$Z_c = 14,2 \text{ meter}$$

$$J_c = 1,8 \text{ meter}$$

6. Heater (E-114)

Fungsi: Mengubah fase methanol dari fase liquid menjadi fase gas pada suhu 72 °C.

1) Heat Balance

$$\begin{aligned} \text{Aliran bahan dingin, } Q &= 10895485 \text{ kJ/jam} \\ &= 10326887 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W &= 10205 \text{ kg/jam} \\ &= 22498 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Aliran bahan panas, } W &= 7754,8 \text{ kg/jam} \\ &= 17096 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

2) LMTD

$$T_1 = 300\text{ }^{\circ}\text{C} = 572\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 300\text{ }^{\circ}\text{C} = 572\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_1 = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 72\text{ }^{\circ}\text{C} = 161,6\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

$$= 447,1353$$

Karena nilai $R = 0$ maka $\Delta T = \text{LMTD}$

- 3) Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 100 \text{ Btu} / (\text{jam})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F})$$

- 4) Memilih jenis ukuran pipa

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria:

$$\text{OD} = 0,8 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 18 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,6 \text{ in}$$

$$a_o = 0,2 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_i = 0,2 \text{ in}^2$$

- 5) Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{10326887,06}{100 \times 447,14} = 230,96 \text{ ft}^2$$

- 6) Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \times a_o} = 65,3639$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih heat exchanger dengan ketentuan:

Shell	Tube
ID: 12 in	No. of Tube: 68
B: 8,4 in	OD, BWG: 0,75 in, 16
Pass: 2	Pitch: 1 in square

7) Mengoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$A \text{ terkoreksi} = Nt \times L \times a_o \\ = 240,27 \text{ ft}^2$$

Menghitung harga U_D terkoreksi

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta t \text{ mean}} = 96,123$$

8) Perhitungan T_{av} dan t_{av}

Karena viskositas yang relative kecil maka

$$T_c = T_{av} \text{ dan } t_c = t_{av}$$

$$T_c = 572^\circ\text{F}$$

$$t_c = 123,8^\circ\text{F}$$

Fluida Panas: Shell Side9) Flow Area

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times PT} \times 0,5$$

$$C' = P_T - OD$$

$$= 1,0 - 0,8$$

$$= 0,3$$

$$a_s = 0,0875 \text{ ft}^2$$

10) Mass velocity

$$G_s = W_s/a_s$$

$$= 17096/0,0875$$

$$= 195385 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$$

11) At $T_c = 572^\circ\text{F}$

$$\mu \text{ steam} = 0,023 \text{ cp}$$

$$\mu \text{ steam} = 0,0557 \text{ lb}/(\text{ft})(\text{hr})$$

Dari fig.28 hal 838 Kern,

$$De = 0,7 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}$$

$$Re_t = D G_t/\mu$$

Fluida Dingin: Tube Side17) Flow Area

$$a_t = (Nt \times a_i) / (144n) \\ = 0,0357 \text{ ft}^2$$

18) Mass Velocity

$$G_t = W/a_t$$

$$= 22497,59/0,03563$$

$$= 631019 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$$

19) At $t_c = 158^\circ\text{F}$

$$\mu_{\text{air}} = 0,018 \text{ Cp}$$

$$\mu_{\text{air}} = 0,0436 \text{ (lb)/(ft)(hr)}$$

$$Nre = D G_t/\mu$$

$$= 748454,154$$

20) Dari fig 28 hal 838 Kern

$$j_H = 70$$

21) At 239°F

$$K = 110,38 \text{ Btu}/\text{hr}.\text{ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$C = 0,6049 \text{ Btu}/\text{lb}.\text{F}$$

$$= 213460$$

12) Dari fig 28 hal 838 Kern

$$jH = 300$$

13) At 572 °F

$$K = 0,0248 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$C = 0,48 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 0,9827$$

14)
$$h_o = jH \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 136,48 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

15) Uc

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = 134,09 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ F/ft}$$

16) Rd

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_d} = 0,0029 \text{ hr ft}^2 \text{ F/BTU}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 0,062$$

22)
$$h_i = jH \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 9276,9 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ F}$$

23)
$$H_{io} = h_i \times (ID/OD)$$

$$= 9276,9 \times (0,6/0,8)$$

$$= 7668,9$$

Dari tabel 12, untuk industrial organic harus memiliki fouling factor > 0,001

Dapat disimpulkan Rd yang didapatkan dari perhitungan memenuhi kriteria perancangan

Menghitung ΔP bagian tube (ΔPt)

24) Untuk Nre = 748454,2

$$\text{Dari fig.26 hal 836 Kern, } f = 0,0003 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\text{Pada } T = 123,8 \text{ }^\circ\text{F} ; s = 0,87$$

25) Menghitung pressure drop

$$3. \quad \Delta P_t = 2 \times \frac{f G_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_s \phi_t}$$

$$= 6,1092 \text{ psi (desain memenuhi)}$$

$$4. \quad Gt = 631019,3$$

$$v^2/2g' = 0,064$$

$$\Delta P_t = \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2g'} = 1,177 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t \text{ tot} = 7,2863$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

26) Untuk $N_{re} = 213460,1$

Dari fig.26, Kern diperoleh

$$f = 0,0001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$D_s = 12/12 = 1 \text{ ft}$$

27) Jumlah Crosses

$$N+1 = 12 L/B = 25,71429$$

28) Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_e^5 s \phi_s} = 0,0309 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi (desain memenuhi)}$$

Resume Spesifikasi Heater (E-114)

Jenis	: Shell&Tube 2-4
Jumlah	: 1
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Luas area	: 240,27 ft ²
Temperatur	
T1	: 572 °F
T2	: 572 °F
t1	: 86 °F
t2	: 161,6 °F

Shell

ID : 12 in
Baffle : 8,4 in
Passes : 2

Tube

OD : 1,3 in
Jumlah : 68
Passes : 4
Pitch : 1,6 in

7) Blower (G-115)

Fungsi : Menghembuskan udara ke pre-heater
Tipe : Centrifugal
Dasar pemilihan : Jenis blower ini dapat digunakan untuk kapasitas besar

Massa udara masuk : 10204,84 kg/jam = 2,83 kg/s

Jumlah blower : 1 buah

Kapasitas blower : 2,83 kg/s

Volume rate : 2,434 m³/s

T udara : 30 °C = 303,15 °K

P1 : 1 atm = 101,325 kPa

P2 : 1,3 atm = 131,7225 kPa

Densitas udara : 1,1644 kg/m³ (Geankoplis, tabel A.3-3)

BM udara : 29,86

γ udara : 1,4 (Geankoplis hal 152)

Kondisi adiabatic

$$(-W_s) = \gamma RT \left[\frac{P_2^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}}{P_1} - 1 \right]$$

$$\begin{aligned} & \gamma - 1 \text{ BM} \\ & = 3,5 \times 84921,83 \times 0,1 \end{aligned}$$

$$W_s = 23136,803 \text{ J/kg}$$

$$\eta = 95\%$$

$$\text{Brake kW} = \frac{(-W_s) \cdot m}{\eta \cdot 1000} = 68,75 \text{ kW} = 92 \text{ hp}$$

Resume Spesifikasi Blower (G-115)

Tipe : Centrifugal
 Jumlah : 1 buah
 Kapasitas : 2,83 kg/s
 Power : 92 hp

8) Pre-heater Reaktor (E-113)

Fungsi: Menaikkan suhu feed dari 72 °C menjadi 260 °C.

1) Heat Balance

Aliran bahan dingin, $Q = 8,91\text{E}+06 \text{ kJ/jam}$

$$W = 11382 \text{ kg/jam}$$

$$= 25092,8 \text{ lb/jam}$$

Aliran bahan panas, $W = 1514,9 \text{ kg/jam}$

$$= 3339,75 \text{ lb/jam}$$

2) LMTD

$$T_1 = 300 \text{ }^{\circ}\text{C} = 572 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 300 \text{ }^{\circ}\text{C} = 572 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_1 = 72 \text{ }^{\circ}\text{C} = 161,6 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 260 \text{ }^{\circ}\text{C} = 500 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

$$= 447,1353$$

Karena nilai $R = 0$ maka $\Delta T = \text{LMTD}$

3) Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 100 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)}$$

4) Memilih jenis ukuran pipa

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria:

$$\begin{aligned}
 OD &= 0,8 \text{ in} \\
 BWG &= 16 \\
 L &= 18 \text{ ft} \\
 ID &= 0,6 \text{ in} \\
 a_o &= 0,2 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 a_i &= 0,2 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

- 5) Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} = \frac{10326887,06}{100 \times 447,14} = 230,96 \text{ ft}^2$$

- 6) Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$Nt = \frac{A}{L \times a_o} = 65,3639$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih heat exchanger dengan ketentuan:

Shell	Tube
ID: 12 in	No. of Tube: 68
B: 8,4 in	OD, BWG: 0,75 in, 16
Pass: 2	Pitch: 1 in square
	Pass: 4

- 7) Mengoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned}
 A \text{ terkoreksi} &= Nt \times L \times a_o \\
 &= 240,27 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung harga U_D terkoreksi

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta t \text{ mean}} = 96,123$$

- 8) Perhitungan T_{av} dan t_{av}

Karena viskositas yang relative kecil maka

$$T_c = T_{av} \text{ dan } t_c = t_{av}$$

$$T_c = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 123,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida Panas: Shell Side**9) Flow Area**

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times PT} \times 0,5$$

$$C' = P_T - OD$$

$$= 1,0 - 0,8$$

$$= 0,3$$

$$a_s = 0,0875 \text{ ft}^2$$

10) Mass velocity

$$G_s = W_s/a_s$$

$$= 17096/0,0875$$

$$= 195385 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}$$

11) At Tc = 572°F

$$\mu_{\text{steam}} = 0,023 \text{ cp}$$

$$\mu_{\text{steam}} = 0,0557 \text{ lb/(ft)(hr)}$$

$$\text{Dari fig.28 hal 838 Kern,}$$

$$De = 0,7 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}$$

$$Re = D G_t/\mu$$

$$= 213460$$

12) Dari fig 28 hal 838 Kern

$$j_H = 300$$

13) At 572 °F

$$K = 0,0248 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$C = 0,48 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 0,9827$$

$$14) h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 136,48 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

15) Uc

$$U_c = \frac{h_{io} x h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = 134,09 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ F/ft}$$

Fluida Dingin: Tube Side**17) Flow Area**

$$a_t = (N_t \times a_i) / (144n)$$

$$= 0,0357 \text{ ft}^2$$

18) Mass Velocity

$$G_t = W/at$$

$$= 22497,59/0.03563$$

$$= 631019 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}$$

19) At tc = 158 °F

$$\mu_{\text{air}} = 0,018 \text{ Cp}$$

$$\mu_{\text{air}} = 0,0436 \text{ (lb/(ft)(hr)}$$

$$N_{re} = D G_t/\mu$$

$$= 748454,154$$

20) Dari fig 28 hal 838 Kern

$$j_H = 70$$

21) At 239 °F

$$K = 110,38 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$C = 0,6049 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 0,062$$

$$22) h_i = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 9276,9 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ F}$$

23) H_{io} = h_i x (ID/OD)

$$= 9276,9 \times (0,6/0,8)$$

$$= 7668,9$$

16) Rd

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_d}$$

$$= 0.0029 \text{ hr ft}^2 \text{ F/BTU}$$

Dari tabel 12, untuk industrial organic harus memiliki fouling factor $> 0,001$

Dapat disimpulkan R_d yang didapatkan dari perhitungan memenuhi kriteria perancangan

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

24) Untuk $N_{re} = 748454,2$

Dari fig.26 hal 836 Kern, $f = 0,0003 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

Pada $T = 123,8^\circ \text{F}$; $s = 0,87$

25) Menghitung pressure drop

$$5. \Delta P_{t1} = 2 \times \frac{f G_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_s \phi_t}$$

$$= 6,1092 \text{ psi (desain memenuhi)}$$

6. $G_t = 631019,3$

$$v^2/2g' = 0,064$$

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2g'} = 1,177 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t \text{ tot} = 7,2863$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

26) Untuk $N_{re} = 213460,1$

Dari fig.26, Kern diperoleh

$$f = 0,0001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$D_s = 12/12 = 1 \text{ ft}$$

27) Jumlah Crosses

$$N+1 = 12 L/B = 25,71429$$

28) Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_e' s \phi_s} = 0,0309 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi (desain memenuhi)}$$

Resume Spesifikasi Heater (E-114)

Jenis	: Shell&Tube 2-4
Jumlah	: 1
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Luas area	: 240,27 ft ²
Temperatur	
T1	: 572 °F
T2	: 572 °F
t1	: 161,6 °F
t2	: 500 °F
Shell	
ID	: 15 in
Baffle	: 11 in
Passes	: 2
Tube	
OD	: 1 1/4 in
Jumlah	: 68
Passes	: 4
Pitch	: 1 4/7 in

9) Reaktor (R-210)

Jenis reaktor: Fixed Bed Multitube

Asumsi:

Diameter shell pada tiap reactor= 39 in = 0,99 m

1. Menentukan jenis dan ukuran tube

Dipilih tube dengan tebal tertentu sehingga dapat menanggapi tekanan dalam tube (131,7225 kPa)

Spesifikasi tube dipilih:

Diameter dalam tangki (ID): 1,37 in

Diameter luar tube (OD): 1,5 in

Tebal pipa: 0,065 in

BWG: 16

Flow area: 0,47 in²

Panjang tube yang dipilih: 5 m

Jumlah tube: 307

2. Menghitung volume tube

Diamter dalam tube (ID)= 1,37 in

$$= 0,03479 \text{ m}$$

Panjang tube (L)

$$= 1,5 \text{ m}$$

$$\text{Volume} = \pi \times R^2 \times L$$

$$= \pi \times 0,0174^2 \times 1,5$$

$$= 1,426 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$\text{Sehingga volume 307 tube} = 1,426 \times 10^{-3} \times 307$$

$$= 0,4379 \text{ m}^3$$

3. Menghitung volume katalis

Asumsi void fraction = 0,4

Volume occupied by catalyst/reactor

$$= 0,4379 \times 0,6$$

$$= 0,2627 \text{ m}^3$$

Asumsi space velocity

$$= 5 \frac{\text{m}^3 \text{ of gas charged to the reactor}}{\text{hr} - \text{m}^3 \text{ of catalyst per tube}}$$

Space velocity 307 tubes

$$= 1535 \frac{\text{m}^3 \text{ of gas charged to the reactor}}{\text{hr} - \text{m}^3 \text{ of catalyst per tube}}$$

$$\text{Maka Volume Katalis} = \frac{\text{Volumetric flow rate}}{\text{space velocity}} = 8,564 \text{ m}^3$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)}$$

$$\begin{aligned} & \frac{\ln \Delta T_2 / \Delta T_1}{=} = 245,80 \\ \Delta T &= F_t \times \text{LMTD} \quad (F_t = 0.8, \text{ kern } 224) \\ &= 0.9 \times 245,80 = 231,05 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Tc dan tc; dipakai temperatur rata-rata

$$T_c = T_{\text{av media}} = 343 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{av bahan}} = 27 \text{ } ^\circ\text{F}$$

dipilih pipa ukuran 3/4 in OD, 16 BWG

6 ft, 1-in triangular pitch, a = 0.1963 ft

$$\text{Asumsi: } UD = 90 \text{ Btu/J ft}^2\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} = \frac{48338.3}{360}$$

$$= 3,4\text{E}+11 \text{ ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a} = \frac{134.2731}{16 \times 0.1963}$$

$$= 42.75123$$

$$\text{digunakan } N_t = 68 \text{ (kern; tabel 9)}$$

$$\text{Tube passes} = 2$$

$$\text{ID shell} = 12$$

$$\text{pitch} = 3/4 \text{ in triangular}$$

$$A_{\text{baru}} = N_t \times L \times a$$

$$= 68 \times 16 \times 0.1963$$

$$= 10,60$$

$$UD_{\text{baru}} = \frac{Q}{A_{\text{baru}} \times \Delta T}$$

$$= 2,9\text{E}+12 \text{ Btu/J ft}^2\text{F}$$

$$\text{Shell Passes} = 1$$

Resume Spesifikasi Cooler (E-221)

Fungsi : mendinginkan bahan dari 260 sampai suhu 110 C

Type : 1-2 shell and tube Heat Exchanger

Tube : OD 3/4 in ; 16 BWG

	Panjang	10 ft
	Pitch	1 in triangle
	Jumlah Tube, Nt	45
	Passes	2
Shell:	ID	8
	Passes	1
Heat exchanger area, A 90 ft ²		
	jumlah exchanger	1 buah

11) Absorber (D-310)

Fungsi: Untuk menghilangkan gas CO, CO₂ yang terbentuk serta gas O₂ dan N₂ yang tidak ikut bereaksi

Tipe : Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas dish, dilengkapi dengan packing rasching ring dan sparger

Dasar pemilihan: Umum digunakan untuk proses penyerapan pada tekanan atmosfer

Kondisi operasi : Tekanan operasi = 1 atm

Suhu operasi = 110 °C

Sistem operasi = kontinyu

A. Feed Inlet Liquid

Air proses dari utilitas:

Rate mass = 1426,64 kg/jam = 3145,17 lb/jam

$\rho_{\text{campuran}} = 0,19609 \text{ lb/cuft}$

rate volumetric = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}}$ = 127967,27 cuft/jam

total rate volumetric = 127967,27 + 50,38
= 128017,65 cuft/jam

Direncanakan waktu kontak selama 1 menit dengan 1 buah tangki, sehingga volume tangki
= 128017,65 cuft/jam x (1/60) jam
= 2133,63 cuft

Asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (20% untuk ruang gas). Maka volume tangki
 $= 2133,63 \times (100/80) = 2667,03 \text{ cuft}$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya

Asumsi dimensi rasio: $H/D = 5$ (Ulrich, Tabel 4-18)

Volume $= \frac{1}{4} \pi (D^2) H$

$2667,03 = \frac{1}{4} \pi (D^2) 5D$

$D = 10,45 \text{ ft}$

$D \approx 11 \text{ ft} = 132 \text{ in} = 3,35 \text{ m}$

$H = 56 \text{ ft} = 672 \text{ in} = 17,07 \text{ m}$

Menentukan tebal minimum shell

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank:

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0,6P} + c \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal 254})$$

dengan t_{\min} = tebal minimum shell; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = factor korosi; in (digunakan $1/8 \text{ in}$)

E = factor pengelasan, digunakan double welded; $E = 0,8$

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 Grade C, maka $f = 12650 \text{ psi}$ (Brownell, T.13-1)

$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$

P_{design} diambil 10% lebih besar dari P_{operasi} untuk factor keamanan.

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 24,28 \text{ psi}$$

$P_{\text{total}} = (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) = 38,98 \text{ psi}$

$P_{\text{design}} = 1,1 \times P_{\text{total}} = 42,88 \text{ psi}$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 132 = 66 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{42,88 \times 72}{(12650 \times 0,8) - (0,6 \times 16,17)} + 0,125$$

$$= 0,41 \text{ in (dipakai tebal standar 7/16 in)}$$

Tutup atas dan tutup bawah (*standard torispherical dishead*)

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell&Young:

$$t_h = \frac{0,855 P r_c}{f E - 0,1 P} + c$$

dengan t_h = tebal minimum shell; in

P = tekanan tangki; psi

r_c = crown radius; in (*Brownell, T-5.7*)

C = factor korosi; in (digunakan 1/8 in)

E = factor pengelasan, digunakan double welded; $E = 0,8$

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 Grade C, maka $f = 12650$ psi (*Brownell, T.13-1*)

untuk $D = 132$ in dari Brownell&Young, Tabel 5.7

didapatkan: $r_c = 132$ in = 11 ft

$$i_{cr} = 8 \frac{3}{4} \text{ in} = 8,8 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{0,855 P r_c}{f E - 0,1 P} + c$$

$$t_h = \frac{0,855 \times 42,8762 \times 132}{(12650 \times 0,8) - (0,1 \times 42,8762)} + 0,125$$

$$= 0,6201 \text{ in sehingga digunakan standar 5/8 in}$$

$$D = 132 \text{ in} = 12 \text{ ft}$$

$$ID_{\text{tutup}} = OD_{\text{tangki}} - 2 (t_h)$$

$$= 132 - 2 \times 0,6201$$

$$= 130,76 \text{ in} = 10,897 \text{ ft}$$

$$a = ID/2$$

$$\begin{aligned}
&= 130,76/2 \\
&= 65 \text{ in} \\
BC &= r - icr \\
&= 123,25 \text{ in} \\
AB &= ID/2 - icr \\
&= 57 \text{ in} \\
AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
&= \sqrt{(123,25^2) - (63^2)} \\
&= 109,47 \text{ in} \\
b &= r - AC \\
&= 22,53 \text{ in} \\
OA &= ts + b + sf \\
&= 0,62015 + 22,53 + 1,5 \\
&= 24,65 \text{ in} = 2,1 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell&Young, dihitung volume head:

$$V = 0,000049 \times (Di)^3$$

Dimana: V = Volume; ft³

Di = diameter; in

$$\begin{aligned}
V &= 0,000049 \times (Di)^3 \\
&= 0,063397786 \text{ ft}^3 \\
&= 18,97 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

Total rate mass = 1426,64 kg/jam = 3145,17 lb/jam

$\rho_{\text{campuran}} = 62,43/\text{cuft}$

$$\begin{aligned}
\text{rate massa volumetric} &= \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = 50,3792 \text{ cuft/jam} \\
&= 0,84 \text{ cuft/mnt}
\end{aligned}$$

Berdasarkan Timmerhauss edisi 4, figure 14-2, halaman 498, dengan asumsi aliran turbulen didapatkan:

ID optimum = 2,4 in (digunakan stansar = 2,469 in)

Dari Geankoplis, appendiks A.5 didapatkan:

$$sch = 40$$

$$OD = 2,5 \text{ in} = 0,20833 \text{ ft} = 0,0635 \text{ m}$$

$$ID = 2,469 \text{ in} = 0,20575 \text{ ft} = 0,0627 \text{ m}$$

$$A = 3,3552 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2$$

Kecepatan linear aliran,

$$V = (\text{Rate volumetric} / A) \times (1 \times 60)$$

$$= 0,60 \text{ ft/s}$$

$$\text{Dengan } \mu = 1 \text{ cp} = 0,000672 \text{ lb/ft.s}$$

$$N_{re} = \frac{D V \rho}{\mu} = 11480,39 > 2100$$

Dengan $N_{re} > 2100$ maka untuk menentukan diameter sparger digunakan persamaan 6.5 dari Treybal halaman 141:

$$dp = 0,0071 \times N_{re}^{-0,05}$$

dengan: dp = diameter sparger; m

d = diameter pipa (ID); m

$$dp = 0,0044 \text{ m} = 0,0146 \text{ ft} = 4,4489 \text{ mm}$$

untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak interface (c) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp ,

$$\text{maka } c = 3 \times 0,0146 \text{ ft} = 0,044 \text{ ft}$$

panjang pipa direncanakan 0,75 diameter shell, sehingga:

$$\text{panjang pipa} = 1 \times 11 \text{ ft} = 8 \text{ ft}$$

posisi sparger direncanakan disusun bercabang 20

$$\text{maka banyaknya lubang} = \frac{\text{panjang pipa} \times \text{cabang}}{c}$$

$$= 3768 \text{ lubang}$$

$$\text{Jumlah lubang tiap cabang} = \frac{\text{jumlah lubang}}{\text{cabang}}$$

$$= 188 \text{ lubang tiap cabang}$$

Perhitungan Sparger (Perforated Pipe) bagian bawah

Total rate mass = 11381,87 kg/jam = 25092,46 lb/jam

$\rho_{\text{campuran}} = 0,19609 \text{ lb/cuft}$

$$\text{rate massa volumetric} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = 127967 \text{ cuft/jam} \\ = 2132,79 \text{ cuft/mnt}$$

Berdasarkan Timmerhauss edisi 4, figure 14-2, halaman 498, dengan asumsi aliran turbulen didapatkan:

ID optimum = 19 in (digunakan stansar = 19,25 in)

Dari Geankoplis, appendiks A.5 didapatkan:

$sch = 40$

$OD = 20 \text{ in} = 1,7 \text{ ft}$

$ID = 19 \text{ in} = 1,6 \text{ ft}$

$A = 291 \text{ in}^2 = 2 \text{ ft}^2$

Kecepatan linear aliran,

$$V = (\text{Rate volumetric} / A) \times (1 \times 60) \\ = 17,60 \text{ ft/s}$$

Dengan $\mu = 0,0009 \text{ cp} = 0,00000058 \text{ lb/ft.s}$

$$Nre = \frac{D V \rho}{\mu} = 9543191,70 > 2100$$

Dengan $Nre > 2100$ maka untuk menentukan diameter sparger digunakan persamaan 6.5 dari Treybal halaman 141:

$$dp = 0,0071 \times Nre^{-0,05}$$

dengan: dp = diameter sparger; m

d = diameter pipa (ID); m

$$dp = 0,0032 \text{ m} = 0,0143 \text{ ft} = 3.178 \text{ mm}$$

untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak interface (c) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp ,

maka $c = 3 \times 0,0143 \text{ ft} = 0,031 \text{ ft}$

panjang pipa direncanakan 0,75 diameter shell, sehingga:

panjang pipa = 1 x 11 ft = 8 ft
 posisi sparger direncanakan disusun bercabang 20
 maka banyaknya lubang = $\frac{\text{panjang pipa} \times \text{cabang}}{C}$
 = 5274 lubang
 Jumlah lubang tiap cabang = $\frac{\text{jumlah lubang}}{\text{cabang}}$
 = 264 lubang tiap cabang

Packing:

Rasching Ring

Packing disusun secara acak (randomize)

Digunakan packing jenis ini dengan spesifikasi standar
 (Van Winkle, T.15.1)

Ukuran packing	= 1 in
Tebal packing	= 1/8 in
Bahan konstruksi	= ceramic stoneware
Tinggi packing	= 80% dari tinggi shell
Tinggi packing	= 45 ft
Diameter shell	= 11 ft
Volumw packing	= 4255 cuft
Jumlah packing tiap cuft	= 1,35 buah
	(Van Winkle, T.15.1)
Jumlah packing total	= 5744,69 buah packing

Resume Spesifikasi Absorber (D-310)

Fungsi: Untuk menghilangkan gas CO, CO₂ yang terbentuk serta gas O₂ dan N₂ yang tidak ikut bereaksi

Tipe : Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas dish, dilengkapi dengan packing rasching ring dan sparger

Dimensi Tangki:

Volume	= 2667,16 cuft
Diameter	= 11 in
Tinggi	= 60 in
Tebal shell	= 7/16 in

Tebal tutup atas	= 5/8 in
Tebal tutup bawah	= 5/8 in
Bahan konstruksi	= carbon steel SA-283 grade C
Jumlah	= 1 buah

12) Ion Exchanger Pump (L-311)

Fungsi: Mengalirkan bahan baku methanol dari methanol storage tank ke vaporizer

Tujuan perancangan:

- Menentukan jenis pompa yang digunakan
- Menghitung tenaga pompa yang digunakan
- Menghitung tenaga motor

Menentukan jenis pompa yang digunakan,

Pompa yang dipilih yaitu pompa sentrifugal, dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Viskositas liquid yang rendah
- Konstruksi sederhana dan harga yang relatif lebih murah
- Tidak memerlukan *space* yang luas
- Biaya *maintenance* relatif lebih rendah

Menghitung tenaga pompa,

a) Menghitung kapasitas pompa

$$\text{Mass rate fluida} = 3374,11 \text{ kg/h}$$

$$= 7438,62 \text{ lb/h}$$

$$\rho = 58,55 \text{ lb/cuft}$$

Debit fluida

$$q_f = \frac{m}{\rho \times 3600}$$

$$= 0,038 \text{ cuft/s}$$

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$\text{Debit aktual} = 0,039 \text{ cuft/s}$$

$$= 11,942 \text{ gpm}$$

b) Menghitung diameter optimal pipa,
 Asumsi = Aliran turbulen, $N_{re} > 2100$

$$D_{i,opt} = 3,9 \times q_t^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 1,589 \text{ in}$$

Dari Tabel 11, Appendiks Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

$$D_{Nominal} = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Sch.No} = 40$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1,9 \text{ in} \\ &= 0,15833 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 1,610 \text{ in} \\ &= 0,13416 \text{ ft} \\ a &= 2,040 \text{ in}^2 \\ &= 0,01416 \text{ sqr.ft} \\ &\text{Surface/Lin.ft} \\ \text{od} &= 0,498 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ \text{id} &= 0,422 \text{ ft}^2/\text{ft} \end{aligned}$$

c) Menghitung *friction loss*

Menghitung *velocity* fluida,

$$v = \frac{qf}{A} = \frac{0,012}{0,006} = 2,6934 \text{ fps}$$

Menghitung Reynold Number

$$\mu = 0,00020 \text{ lb/ft.s}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

$$= \frac{55,19 \times 0,08741 \times 2,0625}{0,00037}$$

$$= 106502,095 \text{ (Turbulen)}$$

Menghitung factor friksi,

Factor friksi (f) dihitung menggunakan persamaan Chen (1979) yang dapat diaplikasikan pada semua nilai Nre dan relative roughness (ϵ/d)

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \log \left[\frac{k}{3.7065D} - \frac{5.0452}{R} \log \left(\frac{1}{2.8257} \left(\frac{k}{D} \right)^{1.1098} + \frac{5.8506}{R^{0.8981}} \right) \right]$$

Dimana,

R = Reynold Number, dimensionless = 26643,8

λ = Friction factor (f), dimensionless

k = Pipe Roughness (ϵ), ft $\frac{k}{D} = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,08741 \text{ ft}} = 0,00172$

D = Inside Diameter, ft

Didapatkan,

$1/\sqrt{f} = 2,022$

f = 0,245

Asumsi = Tidak terjadi perubahan ukuran diameter pipa sepanjang aliran dari tangki ke vaporizer

Menghitung head loss pada fitting

Koefisien friksi pada sambungan (K) didapatkan dari Geankoplis, dimana K merupakan fungsi dari ukuran fitting

Jenis Fitting	K
Elbow 90°	0,3
Gate Valve, Wide Open	0,17
Check Valve, Swing	2

Menghitung velocity head,

$2.gc = 32,1741 \text{ ft/s}^2$

$v_h = \frac{v^2}{2.gc} = \frac{4,25392}{64,3481} = 0,06611 \text{ ft}$

Head loss karena fitting

Jenis Fitting	K	Jumlah	K.v _h
Elbow 90°, Regular, Flanged	0,3	3	0,9
Gate Valve, Wide Open	0,17	2	0,3
Check Valve, Swing	2	3	6,0
TOTAL h_F			7,2400 ft

Menghitung head loss pada pipa lurus, menggunakan persamaan Darcy-Weisbach,

$$h_L = f \frac{v^2 \times L}{2 \cdot g_c \times ID}$$

$$= 0,028 \frac{4,25 \times 164}{64,3 \times 0,09} = 3,48245 \text{ ft}$$

Menghitung total head loss,

$$\Sigma F = h_L + h_f$$

$$= 3,48245 + 7,2400$$

$$= 10,7225 \text{ ft}$$

Menghitung static head,

$$\Delta z = 170 \text{ ft}$$

$$\frac{g}{g_c} = 1 \frac{\text{lb}_f/\text{lb}_m}{\text{ft/s}^2} \times$$

$$= 170 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

d) Menghitung pressure head, ($\Delta P/\rho$)

P₁ = tekanan fluida dalam tangki = 1 atm

P₂ = tekanan operasi vaporizer = 1,3 atm

Tekanan hidrostatik,

$$P_h = \frac{\rho \times g \times h}{g_c}$$

$$= \frac{55,19 \times 32,2 \times 170}{32,17406}$$

$$= 9382,83 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$= 1 \times 2116,22 \text{ psf} + 9382,83 \text{ psf}$$

$$= 11499,05 \text{ psf}$$

$$\begin{aligned} P_2 &= 1,3 \text{ atm} \\ &= 1,3 \times 2116,22 \text{ psf} + 9382,83 \text{ psf} \\ &= 12133,91 \text{ psf} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{\Delta P}{\rho} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} = \frac{12133,9 - 11499}{55,19} \\ &= 11,50 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

e) Menghitung power pompa

$$\begin{aligned} -W_s &= \Delta z \frac{g}{gc} + \frac{v^2}{2 \cdot gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F \\ &= 170 + 0,0661 + 11,50 + 10,722 \\ &= 91,86 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

f) Menghitung Brake Horse Power (BHP),

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= qf \times \rho \times \frac{W_s}{550} \\ &= 0,012 \times 55,19 \times 0,34962 \\ &= 0,239 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dari fig 14-37, Plant Design and Economics for Chemical Engineer by Peters & Timmerhaus Ed.4 didapatkan efisiensi pompa sentrifugal untuk

$$\begin{aligned} \eta_{\text{Pompa}} &= 20,12\% \\ \text{BHP}_{\text{Aktual}} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_{\text{Pompa}}} = \frac{0,35}{20,12\%} = 1,71532 \text{ HP} \end{aligned}$$

g) Menghitung tenaga motor pompa,

Dari fig 14-38, Plant Design and Economics for Chemical Engineer by Peters & Timmerhaus Ed.4 didapatkan efisiensi motor untuk BHP = 1,2 HP

$$\begin{aligned} \eta_{\text{Motor}} &= 46,30\% \\ P_{\text{Motor}} &= \frac{\text{BHP}_{\text{aktual}}}{\eta_{\text{Motor}}} = \frac{1,72}{82\%} = 2,092 \text{ HP} \end{aligned}$$

Resume Spesifikasi Ion Exchanger Pump (L-311)

Tipe Pompa	: Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	: 0,039 cuft/s
Total Head	: 91,864 ft.lb _f /lb _m
Power Pompa	: 1,715 HP
Ukuran Pipa	
D Nominal	: 2 in
ID	: 1,61 in, Schedule No.40
OD	: 1,9 in, Schedule No.40
Bahan	: Commercial Steel
Power Motor	: 2,092 HP

13) Product Pump (L-321)

Fungsi: Mengalirkan produk dari ion exchanger ke formaldehyde tank

Tujuan perancangan:

- Menentukan jenis pompa yang digunakan
- Menghitung tenaga pompa yang digunakan
- Menghitung tenaga motor

Menentukan jenis pompa yang digunakan,

Pompa yang dipilih yaitu pompa sentrifugal, dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Viskositas likuida yang rendah
- Konstruksi sederhana dan harga yang relatif lebih murah
- Tidak memerlukan *space* yang luas
- Biaya *maintenance* relatif lebih rendah

Menghitung tenaga pompa,

h) Menghitung kapasitas pompa

$$\begin{aligned}\text{Mass rate fluida} &= 1114,61 \text{ kg/h} \\ &= 2457,28 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

$$\rho = 55,19 \text{ lb/cuft}$$

Debit fluida

$$q_f = \frac{m}{\rho \times 3600} = 0,012 \text{ cuft/s}$$

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$\begin{aligned} \text{Debit aktual} &= 0,035 \text{ cuft/s} \\ &= 4,185 \text{ gpm} \end{aligned}$$

- i) Menghitung diameter optimal pipa,
Asumsi = Aliran turbulen, $N_{re} > 2100$

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 0,950 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 11, Appendixs Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

$$\begin{aligned} D_{Nominal} &= 1 \text{ in} \\ \text{Sch.No} &= 40 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1,32 \text{ in} \\ &= 0,11 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 1,049 \text{ in} \\ &= 0,08741 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= 0,864 \text{ in}^2 \\ &= 0,006 \text{ sqr.ft} \end{aligned}$$

Surface/Lin.ft

$$\text{od} = 0,344 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{id} = 0,274 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

- j) Menghitung *friction loss*
Menghitung *velocity* fluida,

$$v = \frac{q_f}{A} = \frac{0,012}{0,006} = 2,0625 \text{ fps}$$

Menghitung Reynold Number

$$\mu = 0,37347 \text{ lb/ft.s}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu}$$

$$= \frac{55,19 \times 0,08741 \times 2,0625}{0,00037}$$

$$= 26,643782 \text{ (Laminer)}$$

Menghitung factor friksi,

Factor friksi (f) dihitung menggunakan persamaan Chen (1979) yang dapat diaplikasikan pada semua nilai Nre dan relative roughness (ϵ/d)

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \log \left[\frac{k}{3.7065D} - \frac{5.0452}{R} \log \left(\frac{1}{2.8257} \left(\frac{k}{D} \right)^{1.1098} + \frac{5.8506}{R^{0.8981}} \right) \right]$$

Dimana,

R = Reynold Number, dimensionless = 26643,8

λ = Friction factor (f), dimensionless

k = Pipe Roughness (ϵ), ft

$$\frac{k}{D} = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,08741 \text{ ft}} = 0,00172$$

D = Inside Diameter, ft

Didapatkan,

$$1/\sqrt{f} = 2,022$$

$$f = 0,245$$

Asumsi = Tidak terjadi perubahan ukuran diameter pipa sepanjang aliran dari tangki ke vaporizer

Menghitung head loss pada fitting

Koefisien friksi pada sambungan (K) didapatkan dari Geankoplis, dimana K merupakan fungsi dari ukuran fitting

Jenis Fitting	K
Elbow 90°	0,3
Gate Valve, Wide Open	0,17

Menghitung velocity head,

$$2.gc = 32,1741 \text{ ft/s}^2$$

$$v_h = \frac{v^2}{2.gc} = \frac{4,25392}{64,3481} = 0,06611 \text{ ft}$$

Head loss karena fitting

Jenis Fitting	K	Jumlah	K.v _h
Elbow 90°, Regular, Flanged	0,3	3	0,9
Gate Valve, Wide Open	0,17	2	0,3
Check Valve, Swing	2	3	6,0
TOTAL h_F			7,2400 ft

Menghitung head loss pada pipa lurus, menggunakan persamaan Darcy-Weisbach,

$$h_L = f \frac{v^2 \times L}{2.gc \times ID} = 0,028 \frac{4,25 \times 164}{64,3 \times 0,09} = 3,48245 \text{ ft}$$

Menghitung total head loss,

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_L + h_F \\ &= 3,48245 + 7,2400 \\ &= 10,7225 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung static head,

$$\begin{aligned} \Delta z &= 170 \text{ ft} \\ \frac{g}{g_c} &= 1 \frac{\text{lb}_f/\text{lb}_m}{\text{ft/s}^2} \times \\ &= 170 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m \end{aligned}$$

k) Menghitung pressure head, ($\Delta P/\rho$)

P₁ = tekanan fluida dalam tangki = 1 atm

P₂ = tekanan operasi vaporizer = 1,3 atm

Tekanan hidrostatik,

$$\begin{aligned}
 P_h &= \frac{\rho \times g \times h}{gc} \\
 &= \frac{55,19 \times 32,2 \times 170}{32,17406} \\
 &= 9382,83 \text{ lb}_f/\text{ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_1 &= 1 \text{ atm} \\
 &= 1 \times 2116,22 \text{ psf} + 9382,83 \text{ psf} \\
 &= 11499,05 \text{ psf}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_2 &= 1,3 \text{ atm} \\
 &= 1,3 \times 2116,22 \text{ psf} + 9382,83 \text{ psf} \\
 &= 12133,91 \text{ psf}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{\Delta P}{\rho} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} = \frac{12133,9 - 11499}{55,19} \\
 &= 11,50 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

l) Menghitung power pompa

$$\begin{aligned}
 -W_s &= \Delta z \frac{g}{gc} + \frac{v^2}{2 \cdot gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F \\
 &= 170 + 0,0661 + 11,50 + 10,722 \\
 &= 192,29 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

m) Menghitung Brake Horse Power (BHP),

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= qf \times \rho \times \frac{W_s}{550} \\
 &= 0,012 \times 55,19 \times 0,34962 \\
 &= 0,239 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Dari fig 14-37, Plant Design and Economics for Chemical Engineer by Peters & Timmerhaus Ed.4 didapatkan efisiensi pompa sentrifugal untuk

$$\begin{aligned}
 \eta_{\text{Pompa}} &= 20,12\% \\
 \text{BHP}_{\text{Aktual}} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_{\text{Pompa}}} = 1,706 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

- n) Menghitung tenaga motor pompa,
Dari fig 14-38, Plant Design and Economics for Chemical Engineer by Peters & Timmerhaus Ed.4 didapatkan efisiensi motor untuk BHP = 1,2 HP

$$\eta_{\text{Motor}} = 46,30 \%$$
$$P_{\text{Motor}} = \frac{\text{BHP aktual}}{\eta_{\text{Motor}}} = 2,081 \text{ HP}$$

Resume Spesifikasi Formaldehyde Product Pump (L-321)

Tipe Pompa	: Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	: 0,035 cuft/s
Total Head	: 91,838 ft.lb _f /lb _m
Power Pompa	: 1,706 HP
Ukuran Pipa	
D Nominal	: 2 in
ID	: 1,6 in, Schedule No.40
OD	: 1,9 in, Schedule No.40
Bahan	: Commercial Steel
Power Motor	: 2,081 HP

14) Formaldehyde Tank (F-332)

Fungsi: Menyimpan formaldehyde pada tekanan 1 atm dan temperatur 30 °C.

Menentukan tipe tangki penyimpanan,

Tipe tangki yang dipilih yaitu berbentuk silinder vertical dengan flat bottom dan head conical roof dengan pertimbangan:

- c) Bahan baku yang disimpan berwujud cair
- d) Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm dan temperature 30 °C.

Berdasarkan literature “A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics” – Ulrich, tangki penyimpanan dengan spesifikasi seperti di atas dapat memenuhi kriteria kondisi operasi (Max 1,184 atm dan 40 °C).

Menentukan bahan konstruksi.

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Carbon Steel SA-283 Grade C dengan pertimbangan:

- e) Bahan baku berwujud cairan korosif
- f) Cocok untuk tangki dengan ketebalan < 1,25 in
- g) Harga relatif lebih murah
- h) Maximum allowable stress cukup besar: 12650 psi

Menentukan dimensi tangki

Bahan baku methanol disimpan untuk jangka waktu 30 hari.

Jumlah methanol yang ditampung untuk kebutuhan produksi,

$$3163,2260 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 30 \text{ d} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{d}} = 2277522.7 \frac{\text{kg}}{30 \text{ d}}$$

Komponen	BM	x_i	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho \cdot x_i$
Formaldehyde	30	0,32	812,14	259,88
Methanol	32	0,01	792	7,92
Water	18	0,67	1000	670
Total		1		937,805

Volume methanol yang ditampung,

$$2277522,72 \text{ kg} \times \frac{1}{937,8048 \text{ kg/m}^3} = 2428,56799 \text{ m}^3$$

$$= 15275,2312 \text{ bbl}$$

Safety factor tangki: 10%

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 16802,75437 \text{ bbl}$$

Menentukan diameter dan tinggi tangki.

Dari Appendix E (Process Equipment Design, Brownell & Young), dipilih tangki dengan kapasitas 6800 bbl dengan spesifikasi sebagai berikut,

- | | |
|----------------------------------|------------|
| a) Jumlah Tangki | = 2 buah |
| b) Diameter (D) | = 50 ft |
| c) Tinggi | = 24 ft |
| d) Jumlah Course | = 4 buah |
| e) Allowable Vertical Weld Joint | = 0.156 in |
| f) Butt-welded Courses | = 72 in |
| | = 6 ft |

Menghitung tebal dan panjang shell course,

Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17 (Brownell & Young)

Berdasarkan circumferential stress,

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + c$$

$$d = 12 \times D$$

<p>t = Thickness of shell, in p = Internal pressure, psi d = Inside diameter, in f = Allowable stress, psi E = Joint efficiency, - c = Corrosion allowance, in</p>
--

Karena density methanol tidak melebihi density air pada 60 °F, digunakan persamaan 3.17 untuk *hydrostatic test*

$$p = \rho_{\text{Form}} \times \frac{H - 1}{144}$$

Untuk pengelasan, digunakan Double-welded butt joint, dengan spesifikasi sebagai berikut,

E = 80%

c = 0.125

sehingga t dapat dihitung,

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{\rho \times (H - 1) \times d}{2 \times F \times E \times 144} + c \\
 &= \frac{59 \times (H - 1) \times d}{2 \times 12650 \times 80\% \times 144} + 0.125 \\
 &= 2,009E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125
 \end{aligned}$$

Sedangkan panjang shell course dihitung menggunakan persamaan,

$$L = \frac{\pi D - \text{Weld Length}}{12n}$$

Weld Length = Jumlah Course x Allowable Welded Joint

n = Jumlah Course

Course 1

$$\begin{aligned}
 t_1 &= 2,009E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\
 &= 2,009E-05 \times (24 - 1) \times 45 + 0,125 \\
 &= 0,148 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk course 1, dipilih plate dengan ketebalan = 0,148 in
= 2/16 in

Sehingga didapatkan d_1 dan L_1

$$\begin{aligned}
 d_1 &= (12 \times D) + t_1 \\
 &= 600 + 0,148 \\
 &= 600,148 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_1 &= \frac{\pi \times 600,148 - (4 \times 0,15625)}{48} \\
 &= 39,267 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Course 2

$$\begin{aligned}H_2 &= H - 6,00 \\&= 24 - 6,00 \\&= 18 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}t_2 &= 2,009\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\&= 2,009\text{E-}05 \times (18 - 1) \times 45 + 0,125 \\&= 0,142 \text{ in}\end{aligned}$$

Untuk course 2, dipilih plate dengan ketebalan = 0,142 in
= 2/16 in

Sehingga didapatkan d_1 dan L_1

$$\begin{aligned}d_2 &= (12 \times D) + t_2 \\&= 600 + 0,142 \\&= 600,142 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}L_1 &= \frac{\pi \times 600,142 - (4 \times 0,15625)}{48} \\&= 39,2662 \text{ ft}\end{aligned}$$

Course 3

$$\begin{aligned}H_3 &= H_2 - 6,00 \\&= 18 - 6,00 \\&= 12 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}t_3 &= 2,009\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\&= 2,009\text{E-}05 \times (12 - 1) \times 45 + 0,125 \\&= 0,136 \text{ in}\end{aligned}$$

Untuk course 3, dipilih plate dengan ketebalan = 0,136 in
= 2/16 in

Sehingga didapatkan d_3 dan L_3

$$\begin{aligned}d_3 &= (12 \times D) + t_3 \\&= 600 + 0,136 \\&= 600,136 \text{ in}\end{aligned}$$

$$L_3 = \frac{\pi \times 600,136 - (4 \times 0,15625)}{48}$$

$$= 39,2658 \text{ ft}$$

Course 4

$$\begin{aligned} H_4 &= H_3 - 6,00 \\ &= 12 - 6,00 \\ &= 6 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_4 &= 2,009E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\ &= 2,009E-05 \times (6 - 1) \times 45 + 0,125 \\ &= 0,130 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 4, dipilih plate dengan ketebalan = 0,130 in
= 2/16 in

Sehingga didapatkan d_4 dan L_4

$$\begin{aligned} d_4 &= (12 \times D) + t_4 \\ &= 600 + 0,130 \\ &= 600,130 \text{ in} \\ L_4 &= \frac{\pi \times 600,130 - (4 \times 0,15625)}{48} \\ &= 39,2654 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung head tangki,
Tebal *cone* digunakan standard, $y = 1 \text{ in}$

Menghitung θ (sudut elemen *cone* terhadap horizontal)

$$\begin{aligned} \sin \theta &= \frac{D}{\frac{430 \times t}{50}} \\ &= \frac{430 \times 1}{50} \\ &= 0,1163 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \theta &= \text{ArcSin } 0,1163 \\ &= 0,12 \\ &= 6,68 \text{ Degree} \end{aligned}$$

Tinggi head (h) dapat dihitung dengan persamaan,

$$\text{tg } \theta = \frac{h}{0,5 \times D}$$

$$\begin{aligned}
 h &= 0,5 \times D \times \operatorname{tg} \theta \\
 &= 0,5 \times 50 \times 0,1 \\
 &= 2,92683066 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \alpha &= 90 - \theta \\
 &= 90 - 0,12 \\
 &= 89,88
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \operatorname{tg} \theta &= \frac{D}{2 \times H} \\
 H &= \frac{D}{2 \times \operatorname{tg} \alpha} \\
 &= \frac{50}{2 \times 2,753778} \\
 &= 9,078 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung tbal head tangki,

Tekanan yang dimasukkan dalam perhitungan adalah tekanan operasi + *safety factornya*

Safety factor = 10%

$$P_{+safety\ factor} = 16,17 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{P \times D}{2 \times \cos \theta \times ((f \times E) - 0,6 \times P)} + c \\
 &= \frac{16,17 \times 50}{2 \times 0,92 \times ((10120) - 9,702)} + 0,125 \\
 &= 0,13 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung diameter pipa inlet dan outlet tangki,

Inlet piping,

Diameter pipa pemasukan diestimasi dengan persamaan berikut ini:

$$D_{i,opt} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Waktu pengisian tangki diasumsi sela 50 jam

Sehingga q_f dapat dihitung,

$$q_f = \frac{2429 \times 35,31467}{50 \times 3600}$$

$$= 0,467 \text{ cuft/s}$$

$$\rho = 58,547$$

didapatkan $D_{i,opt}$ sebesar = 4,7419 in

Dari Tabel 11, Appendiks Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

$D_{Nominal}$	=	6	in
Sch.No	=	40	
OD	=	6,625	in
ID	=	6,07	in
a	=	28,9	in ²
<u>Surface/Lin.ft</u>			
od	=	1,734	ft ² /ft
id	=	1,59	ft ² /ft

Outer piping,

Menghitung debit fluida

$$\text{Kapasitas} = 2277522,72 \text{ kg/m}^3$$

$$= 5021072,14 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Density campuran} = 937,80 \text{ kg/m}^3$$

$$= 58,55 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Debit fluida, } q_f = \frac{\text{kapasitas}}{\text{density campuran}}$$

$$= 23,823 \text{ cuft/s}$$

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$\text{Debit fluida, } q_f = 23,823 \times \text{safety factor}$$

$$= 26,205 \text{ cuft/s}$$

Menghitung viscosity campuran,

$$T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 303 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

Komponen	BM	x_i	μ (pa.s)	$\mu \cdot x_i$
Formaldehyde	30	0,32	0,00007	2E-05
Methanol	32,04	0,01	0,00052	5E-06
Water	18	0,67	0,0004	3E-04
Total		1		3E-04

$$\text{Viscosity campuran} = 1,986\text{E-}04 \text{ lb/ft.s}$$

Menghitung diameter optimal,

Asumsi aliran turbulen, menurut Peter & Timmerhaus,

$$D_{i,opt} = 3,9 \times q_r^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 28,781 \text{ in}$$

Dari Tabel 11, Appendiks Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

$D_{Nominal}$	=	24	in
Sch.No	=	20	
OD	=	24	in
ID	=	23,25	in
a	=	425	in ²
<u>Surface/Lin.ft</u>			
od	=	6,283	ft ² /ft
id	=	6,090	ft ² /ft

Resume Formaldehyde Tank (F-332)

Tipe Tangki	: Cylindrical – Conical Roof – Flat Bottom Tank
Jumlah Tangki	: 2
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Kapasitas Tangki	: 2428,568 m ³
Tinggi Tangki	: 24 ft
Diameter Tangki	: 50 ft
Tebal Shell per Course	
Course 1	: 0,148 in
Course 2	: 0,142 in
Course 3	: 0,136 in
Course 4	: 0,130 in
Tinggi Head Tangki	: 9,078 ft
Tebal Head Tangki	: 0,125 in
Diameter Pipa (Inlet)	: 6 in, Schedule No 40
Diameter Pipa (Outlet)	: 24 in, Schedule No 20

DAFTAR NOTASI

A	Area (m ²)
D, d	Diameter (m)
L	Length (m)
M	Mass (Kg)
N	Number of tubes
P	Pressure (atm)
Pr	Prandtl number
Re	Reynold number
V	Volume (m ³)
T	Temperatur (°K)
U	Overall heat transfer coefficient (W/m ² .°C)
Z	Height (m)
ΔT	Temperature difference (°C)
μ	Viscosity
ρ	Density (Kg/m ³)

DAFTAR PUSTAKA

- Austin, G.T. Shreve's Chemical Process Industries, Fifth edition
McGraw-Hill, 1984
- Brownell, L. E., & Edwin H Young. (1959). *Process Equipment Design*. New York.
- Coulson, & Richardson's. (2005). *Chemical Engineering Design*.
oxford.
- Dean, J.A. 1999. Lange's Handbook of Chemistry 15th Edition.
New York : McGraw-Hill.
- Gayathri, S. (2005). A Project Report. *Manufacture of
Formaldehyde from Methanol*.
- Geankoplis, C.J. 1993. Transport Processes and Unit Operations
3rd Edition. London : Prentice Hall International.
- Huboyo, H. S. (2010). ANALISIS EFISIENSI TEORETIS
KONDISI FABRIC FILTER DI UNIT COAL MILL
PADA PT SG DI TUBAN JAWA TIMUR. *ANALISIS
EFISIENSI TEORETIS KONDISI FABRIC FILTER DI
UNIT COAL MILL PADA PT SG DI TUBAN JAWA
TIMUR*, 3.
- Kern, D. Q. (1950). *Process Heat Transfer*. Singapore: McGraw-
Hill.
- Kirk-Othmer. 2007. Encyclopedia of Chemical Technology 5th
Edition. Hoboken : John Wiley & Sons.
- John Mc. Ketta. 1997. Encyclopedia of Chemical Technology.
- Mccabe, Smith and Harriot Unit Operations in Chemical
Engineering, sixth edition, McGraw Hill, 2011
- Perry, R.H., dan Green, D.W. 2008. Perry's Chemical Engineers'
Handbook 8th Edition. New York : McGraw-Hill.
- Priambodo, D. (2012). PRA-RANCANGAN PRIMARY
REFORMER PADA PABRIK HIDROGEN YANG
DIKOPEL DENGAN PLTN HTGR. *PRA-RANCANGAN
PRIMARY REFORMER PADA PABRIK HIDROGEN
YANG DIKOPEL DENGAN PLTN HTGR*, 5-10.
- Sari, D. P. (2012). Pengaplikasian Ion Exchange dalam
Pengolahan Limbah Chemical Polishing. *Pengaplikasian*

Ion Exchange dalam Pengolahan Limbah Chemical Polishing, 3-9.

- Seader, J.D., dan Henley, E.J. 2006. *Separation Process Principles* 2nd Edition. Hoboken : John Wiley & Sons.
- Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Colorado: McGraw-Hill.
- Treybal, R. E. (1980). *Mass Transfer Operation*. Singapore: McGraw-Hill.
- Ullmann. 1997. *Encyclopedia of Chemical Technology*.
- Ulrich, G. (1959). *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*. New York: John Wiley & sons, Inc.

BIODATA PENULIS

AULIA RIZKI NUR CHOLIFAH

(2312 030 006)



Penulis lahir di Surabaya pada tanggal 6 Desember 1993, sebagai anak bungsu dari dua bersaudara. Penulis menempuh jenjang pendidikan pertamanya di TK Muslimat Kureksari, kemudian melanjutkan jenjang studinya di SD Muhammadiyah 1 Waru, SMP Negeri 1 Waru, SMA Negeri 1 Waru, dan di D3 Teknik Kimia FTI-ITS. Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PT.

Wilmar Nabati Indonesia, Gresik. Penulis juga aktif dalam organisasi dan mengikuti beberapa pelatihan dan seminar. Organisasi yang diikuti selama kuliah adalah menjadi staff Kominfo HIMA D3KKIM pada periode 2013-2015. Email: auliarnch@gmail.com

GITA EMA ROSALINA

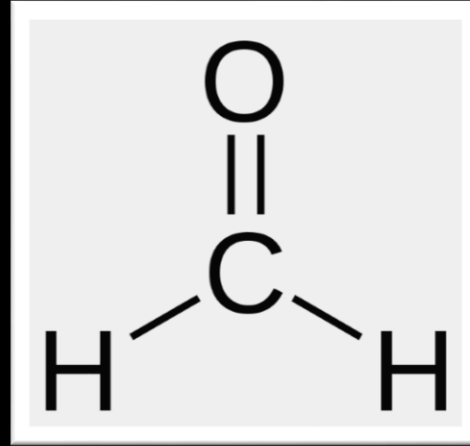
(2312 030 025)



Penulis lahir di Surabaya pada tanggal 3 Desember 1993, sebagai anak pertama dari dua bersaudara. Penulis menempuh jenjang pendidikan pertamanya di TK Al-Munawar Tulungagung, kemudian melanjutkan jenjang studinya di SDN Kauman 2 Tulungagung, SMP Negeri 2 Tulungagung, SMA Negeri 1 Kedungwaru Tulungagung, dan di D3 Teknik Kimia FTI-ITS. Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PG. Meritjan,

Kediri. Penulis juga aktif dalam organisasi dan mengikuti beberapa pelatihan dan seminar. Organisasi yang diikuti selama kuliah adalah menjadi staff PSDM HIMA D3KKIM pada periode 2014-2015. Email: gita12@mhs.chem-eng.its.ac.id

PABRIK *FORMALDEHYDE* DARI METHANOL DENGAN PROSES METAL OXIDE



OLEH :

1. Aulia Rizki Nur Cholifah (2312030006)
2. Gita Ema Rosalina (2312030025)

Dosen Pembimbing :
Ir. Elly Agustiani, M.Eng

LATAR BELAKANG



LATAR BELAKANG



Grafik 2.0

Kondisi ekonomi Indonesia yang sudah mulai pulih



Berdampak positif pada perkembangan industri, khususnya petrokimia

10 PERINGKAT ATAS Barang ekspor Indonesia ke UE27 pada tahun 2010				10 PERINGKAT ATAS Barang impor Indonesia dari UE27 pada tahun 2010			
		Nilai dalam juta euro	Pangsa		Nilai dalam juta euro	Pangsa	
1	Minyak Sawit	2,055	15%	1	Mesin	1,702	27%
2	Peralatan listrik	1,507	11%	2	Peralatan listrik	775	12%
3	Karet	1,118	8%	3	Pesawat terbang	375	6%
4	Alas kaki	866	6%	4	Kendaraan	332	5%
5	Mineral	730	5%	5	Bahan kimia organik	248	4%
6	Bijih, slag dan debu	639	5%	6	Kayu	211	3%
7	Mebel	636	5%	7	Barang dari besi dan baja	192	3%
8	Produk kimia	626	5%	8	Plastik	187	3%
9	Pakaian	593	4%	9	Produk farmasi	174	3%
10	Kayu	493	4%	10	Produk susu	173	3%
Total 10 peringkat atas		9,261	67%	Total 10 peringkat atas		4,368	69%
Semua produk		13,727	100%	Semua produk		6,372	100%

Sumber: Eurostat

Formaldehyde



Dapat dijadikan bahan baku industri

Masih mengimpor bahan farmasi dan bahan kimia organik

KEGUNAAN *FORMALDEHYDE*



Formaldehyde



Bahan Farmasi



Resin



Industri *Plywood*

ALASAN PENDIRIAN PABRIK



Tahun 2012-2018 kenaikan kebutuhan mencapai 7,5%



Tabel I.1 Data Impor *Formaldehyde* di Indonesia

Tahun Impor	Kebutuhan (TON)
2007	23,1
2008	244,3
2009	32,7
2010	193
2011	124,1

(Sumber : Data Impor Kementerian Perindustrian, 2014)

Kekurangan bahan *formaldehyde* dalam negeri dan tidak adanya bahan yang diekspor

Tabel I.2 Data Ekspor *Formaldehyde* di Indonesia

Tahun Impor	Kebutuhan (TON)
2007	143,2
2008	513,1
2009	-
2010	-
2011	-

(Sumber : Data Ekspor Kementerian Perindustrian, 2014)

Tabel I.3 Data Industri Produsen Methanol Internasional Tahun 2014

Negara	Kapasitas dan Produksi (ributon/tahun)	
	Kapasitas	Produksi
New Zealand	608	595
Atlas (Trinidad) (63,1% interest)	281	234
Titan (Trinidad)	218	185
Egypt (50% interest)	158	50
Medicine Hat (Canada)	140	130
Chile I dan IV	430	10
Geismar I dan II (Louisiana, USA)	-	-
Total	1.835	1.204

Sumber: www.methanex.com

Tabel I.4 Data Industri Produsen Methanol Nasional Tahun 2014

Nama Industri	Kapasitas (ton/tahun)
Kaltim Methanol Industry	660.000

Ketersediaan bahan baku yang sangat memadai



LOKASI PENDIRIAN PABRIK



**BONTANG,
Kalimantan Timur**



Ketersediaan bahan baku



Tersedia bandara dan
pelabuhan



Ketersediaan air sebagai air
proses



PENENTUAN KAPASITAS PRODUKSI



Tabel I.1 Data Impor *Formaldehyde* di Indonesia

Tahun Impor	Kebutuhan (TON)
2007	23,1
2008	244,3
2009	32,7
2010	193
2011	124,1

(Sumber : Data Impor Kementerian Perindustrian, 2014)

Tabel I.2 Data Ekspor *Formaldehyde* di Indonesia

Tahun Impor	Kebutuhan (TON)
2007	143,2
2008	513,1
2009	-
2010	-
2011	-

(Sumber : Data Ekspor Kementerian Perindustrian, 2014)



Kenaikan kebutuhan dunia

Data Impor dan Ekspor
Formaldehyde



25000
ton/tahun

Produsen
Formaldehyde



Data ketersediaan bahan
baku



Tabel I.3 Data Industri Produsen Methanol Internasional Tahun 2014

Negara	Kapabilitas dan Produksi (ributan/tahun)	
	Kapabilitas	Produksi
New Zealand	608	595
Atlas (Trinidad) (63,1% interest)	281	234
Titan (Trinidad)	218	185
Egypt (50% interest)	158	50
Medicine Hat (Canada)	140	130
Chile I dan IV	430	10
Geismar I dan II (Louisiana, USA)	-	-
Total	1.835	1.204

Sumber: www.methanex.com

Tabel I.4 Data Industri Produsen Methanol Nasional Tahun 2014

Nama Industri	Kapabilitas (ton/tahun)
Kaltim Methanol Industry	660.000



cair, tidak berwarna

- Berat Molekul : 32 gram/mol
- Titik didih : 65°C
- Berat Jenis : 0,79 gram/ml
- Kelarutan : larut dalam air, benzene, etanol, eter, keton, dan pelarut organik

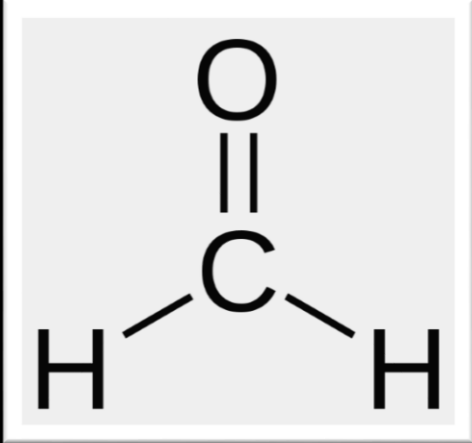
MSDS Methanol from Methanex.com

Tabel 1. Perkiraan komposisi udara kering

Komponen	Fraksi mol (%)
Nitrogen	78,08
Oksigen	20,95
Argon	0,93
Karbon dioksida	0,03
Neon, helium, metana dll	0,01

Gas

Udara



MSDS Formaldehyde



gas, pada suhu kamar



Dalam bentuk cair
diperdagangkan sebagai
FORMALIN

- Wujud : Cair, tak berwarna
- pH : 3
- Titik didih : 98°C
- Titik leleh : -15°C
- *Specific gravity* : 1,08
- Kelarutan : mudah larut dalam air dingin, air panas, dietil eter, aseton dan alkohol

BAHAN PENDUKUNG DAN PRODUK SAMPING

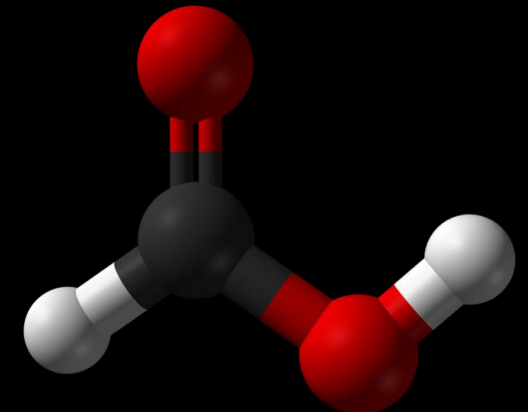


Simloech, 2014



- Padatan
- Umur Katalis : 12-18 bulan
- Bentuk : Silinder
- Ukuran: $\frac{1}{4}$ in x $\frac{1}{4}$ in
- Particle density : 126 lb/ft³
- Bulk density : 70 lb/ft³

- Cairan tidak berwarna
- Berbau tajam
- Spesifik Gravity : 1.21 gr/ml
- Titik didih : 100,67 oC



DASAR TEORI



MACAM–MACAM PROSES PEMBUATAN



Tabel II.1 Kelebihan dan kekurangan Proses Silver Catalyst

<u>Kelebihan</u>	<u>Kekurangan</u>
<u>Tekanan atmosferik</u> <u>Konsentrasi produk lebih bervariasi karena menggunakan menara distilasi</u>	<u>Suhu operasi tinggi (600-650⁰C)</u> <u>Memerlukan alat distilasi</u> <u>Umur katalis pendek (3-8 bulan)</u> <u>Yieldnya rendah (89.1%)</u> <u>Konversinya rendah (65.1%)</u>



Silver Catalyst

Metal Oxide



Tabel II.2 Kelebihan dan kekurangan Proses Metal Oxide

<u>Kelebihan</u>	<u>Kekurangan</u>
<u>Konversinya lebih tinggi (98%)</u> <u>Suhu lebih rendah dari silver catalyst (200-300⁰C)</u> <u>Yieldnya lebih tinggi dibanding silver catalyst (94.4%)</u> <u>Tekanan atmosferik</u> <u>Umur katalis lama (12-18 bulan)</u>	<u>Konsentrasi produk yang dihasilkan kurang bervariasi</u>

**Tabel II.3 Perbandingan Kedua Proses Pembuatan Formaldehyde**

Parameter	Silver Catalyst	Metal Oxide
<u>Suhu operasi</u>	833 – 893 ⁰ K	473 – 560 ⁰ K
<u>Tekanan operasi</u>	1,3 atm	1 – 1,5 atm
<u>Konversi</u>	65,1 %	98,4 %
<u>Yield</u>	89,1 %	94,4 %
<u>Katalis</u>	Perak / (3-8 bulan)	Iron Molybdenum / (12-18 bulan)
<u>Alat</u>		

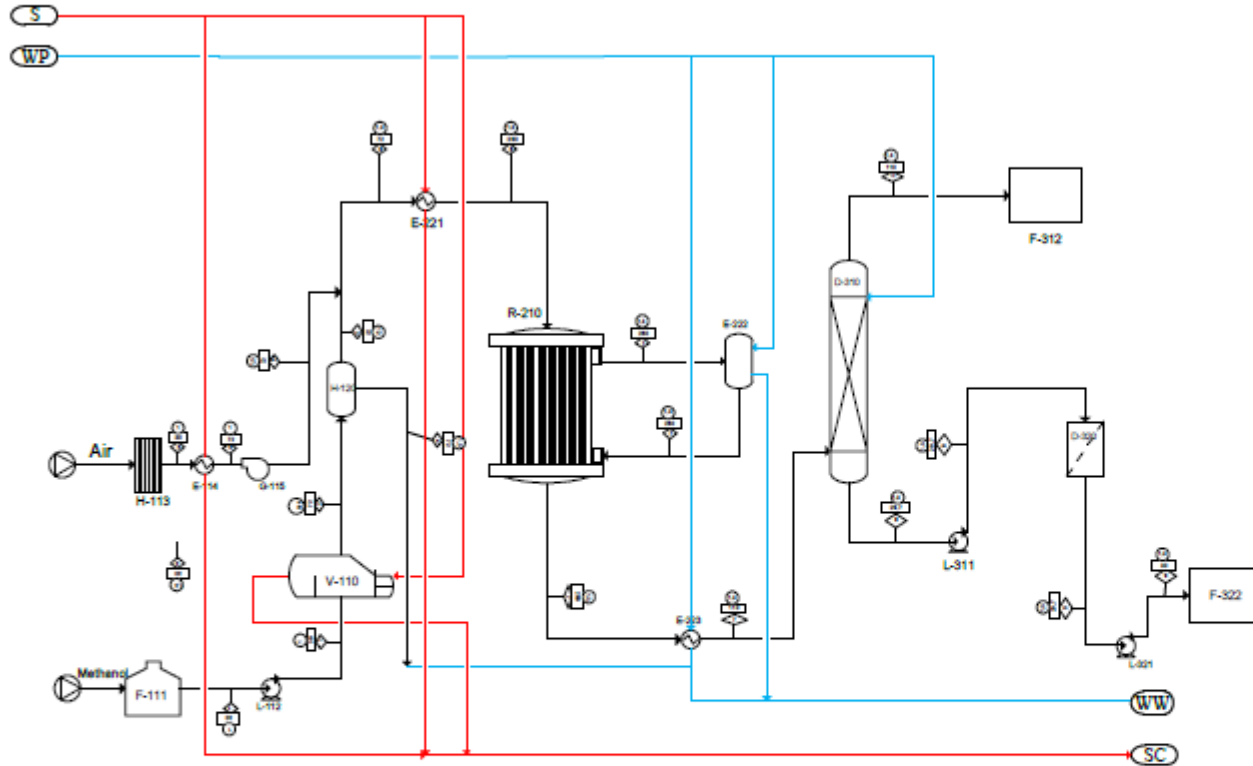
PROSES PRODUKSI



FLOWSHEET OVER ALL



PABRIK FORMALDEHYDE DARI METHANOL DENGAN PROSES METAL OXIDE



Komponen	Aliran 1	Aliran 2	Aliran 3	Aliran 4	Aliran 5	Aliran 6	Aliran 7	Aliran 8	Aliran 9	Aliran 10
CH ₃ OH	1103,460452	1103,460452	1103,460452			1103,4605	17,65537	17,6554	17,6554	
O ₂					2229,21303	2229,21303	1680,8169			1680,817
N ₂					7337,8262	7337,8262	7337,8262			7337,8262
CH ₃ O							1007,652	1007,652	1007,652	
CHOOH							15,60845	15,60845		
CO							0,09406			0,09406
CO ₂							0,01478			0,0148
H ₂ O	11,14606517	11,14606517		11,1461			610,83187	2122,3099	2122,3099	

KETERANGAN

○	Tekanan (atm)	○ S	Steam
◇	Aliran	○ WP	Water Process
□	Suhu (°C)	○ WW	Water Waste
⊗	Bahan Baku	○ SC	Steam Condensate

18	F-312	Storage Flare Gas	1
17	F-322	Storage Tank	1
16	L-321	Pompa	1
15	D-320	Ion Exchanger	1
14	L-311	Pompa	1
13	D-310	Absorber	1
12	E-223	Cooler	1
11	E-222	Downterm-A	1
10	R-210	Reaktor	1
9	E-221	Pre-heater Reaktor	1
7	G-115	Blower	1
6	E-114	Heater	1
5	H-113	Filter Udara	1
4	H-120	Separator	1
3	V-110	Vaporizer	1
2	L-112	Pompa	1
1	F-111	Feed Tank	1
No.	Kode Alat	Nama Alat	jumlah

Digambar Oleh :

Aulia Rizki N. C. 2312030006
Gita Ema Rosalina 2312030025

Diperiksa Oleh :

Ir. Elly Agustiani, M.Eng
NIP. 19580819 198503 3 003

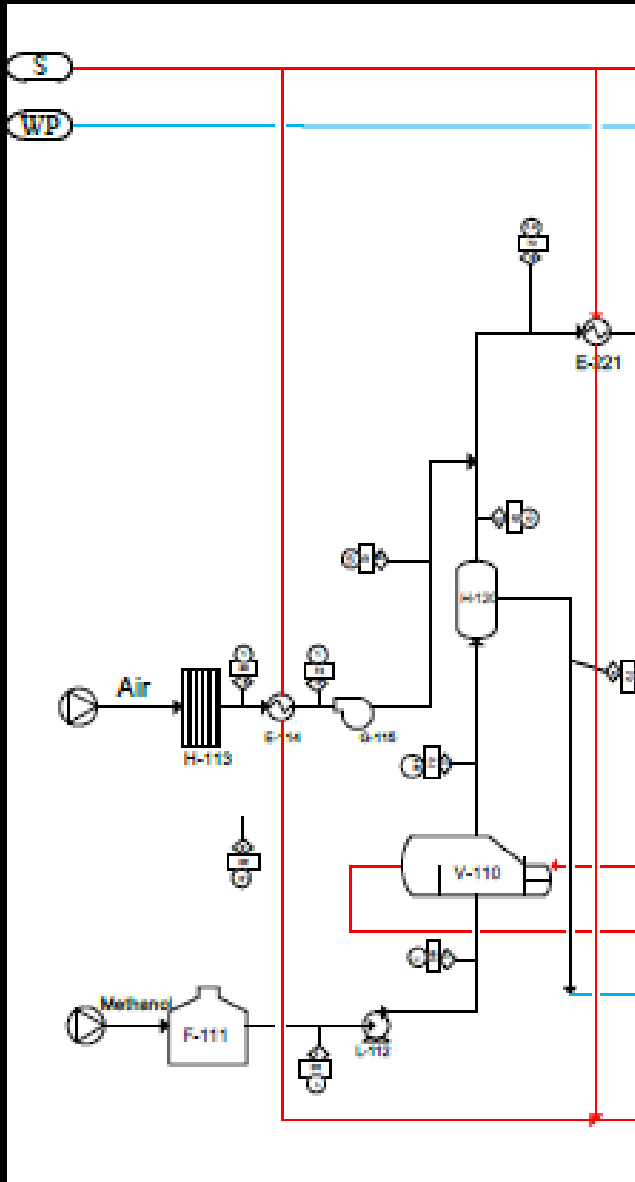
Flowsheet :

PABRIK FORMALDEHYDE DARI METHANOL DENGAN PROSES METAL OXIDE



PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH
NOPEMBER SURABAYA
2015

FLOWSHEET PROSES PERTAMA



Proses penyaringan udara

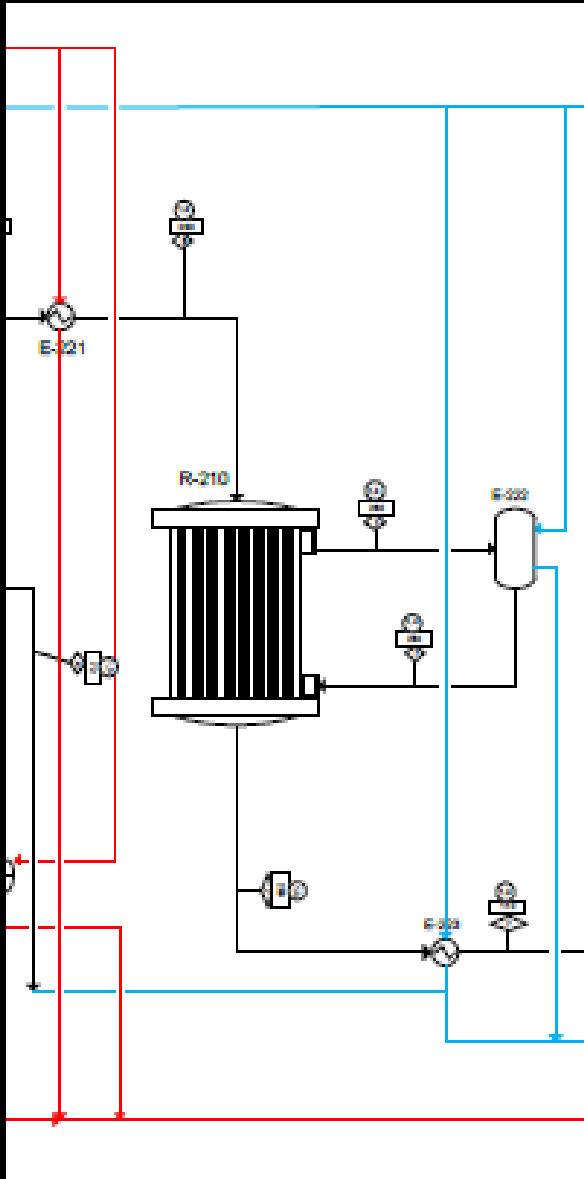


Proses mengubah fase
methanol *liquid* menjadi
gas



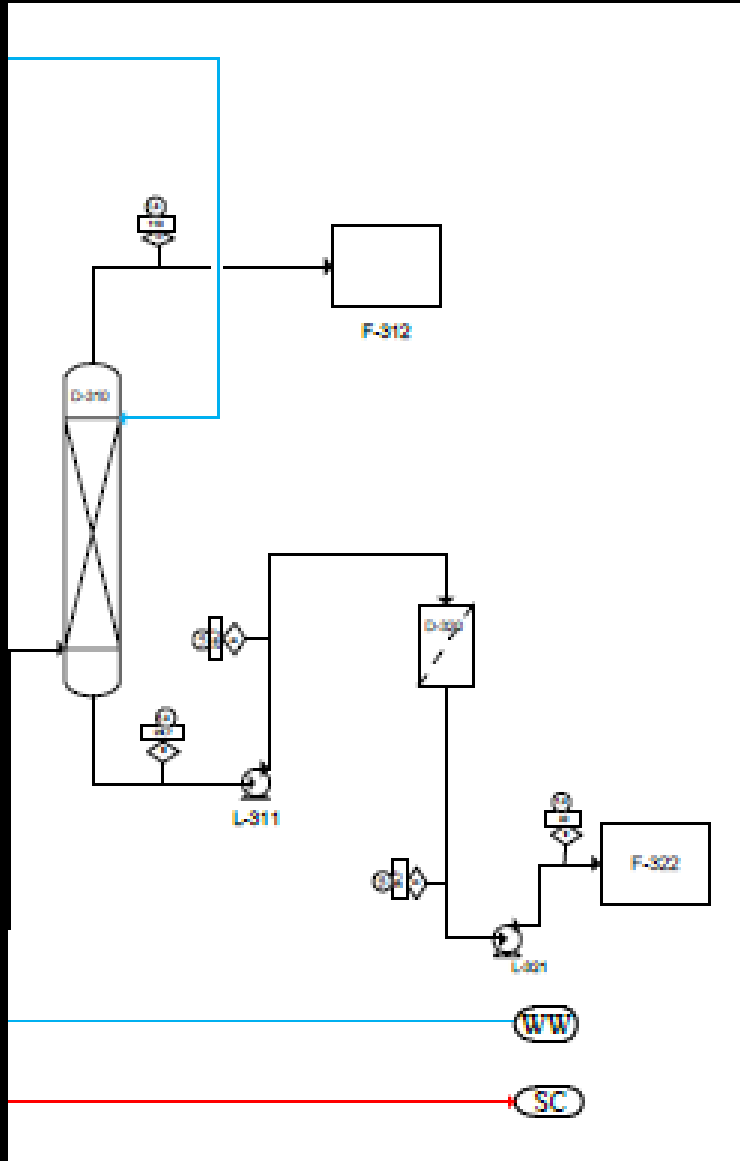
Proses pemisahan
methanol dan H₂O

FLOWSHEET PROSES KEDUA



- ➔ Proses menaikkan suhu umpan reaktor
- ➔ Proses mereaksikan methanol gas dan oksigen dengan bantuan katalis *Iron Molybdenum*
- ➔ Mempertahankan suhu reaktor dengan *downterm A*
- ➔ Proses mendinginkan suhu untuk umpan absorber

FLWSHEET PROSES KETIGA



Proses pemisahan oksigen,
nitrogen, karbon monoksida, dan
karbon dioksida



Proses pemisahan *formic acid*
dengan resin NaOH



Proses penyimpanan produk
formaldehyde

NERACA MASSA



NERACA MASSA



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran 1	Kg/Jam	Aliran 2	Kg/Jam
CH ₃ OH	1103,460452	CH ₃ OH	1103,460452
H ₂ O	11,14606517	H ₂ O	11,14606517
Total	1114,606517	Total	1114,606517

NERACA MASSA

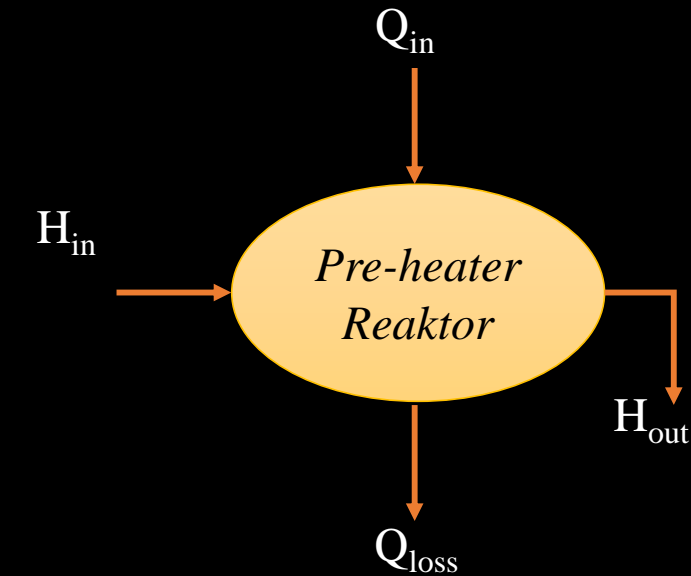


Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran 6	Kg/Jam	Aliran 7	Kg/Jam
CH ₃ OH	1103,4605	CH ₃ OH	17,65536723
O ₂	2229,213034	O ₂	1680,816971
N ₂	7337,866238	N ₂	7337,826238
		CH ₂ O	1007,651991
		CHOOH	15,60844809
		CO	0,094057865
		CO ₂	0,014779044
		H ₂ O	610,8318719
Total	10670,4997	Total	10670,4997

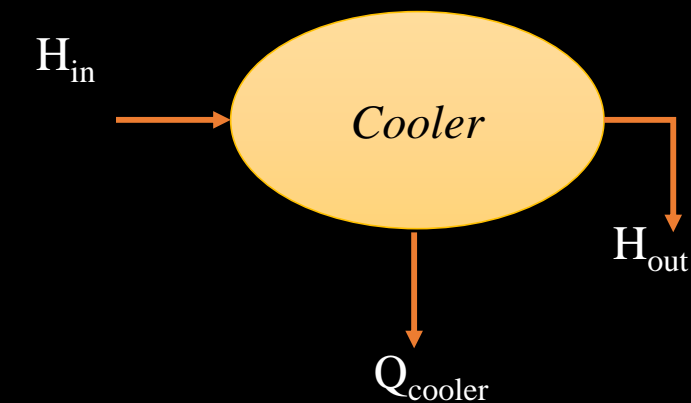
NERACA ENERGI



NERACA ENERGI



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
H_{in}	11009,37245	H_{out}	2032994,255
Q_{in}	2128405,14	Q_{loss}	106420,26
Total	2139414,512 kJ	Total	2139414,512 kJ
Total	511332,3403 kKal	Total	511332,3403 kKal



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
H_{in}	1186324,6527	H_{out}	11494,1206
		Q_{cooler}	1174830,5321
Total	1186324,6527 kJ	Total	1186324,6527 kJ
Total	283538,39692 kKal	Total	283538,39692 kKal

SPEKIFIKASI ALAT



SPESIFIKASI ALAT



Resume Tangki Penyimpanan Methanol

Tipe Tangki	Cylindrical – Conical Roof – Flat Bottom Tank
Jumlah Tangki	1 buah
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade D
Kapasitas Tangki	907.742 m ³
Tinggi Tangki	24 ft
Diameter Tangki	45 ft
Tebal Shell per Course	
Course 1	0.145 in
Course 2	0.139 in
Course 3	0.134 in
Course 4	0.129 in
Tinggi Head Tangki	8.468 ft
Tebal Head Tangki	0.574 in
Diameter Pipa (Inlet)	4 in , Schedule No 40
Diameter Pipa (Outlet)	1 in , Schedule No 40

SPESIFIKASI ALAT



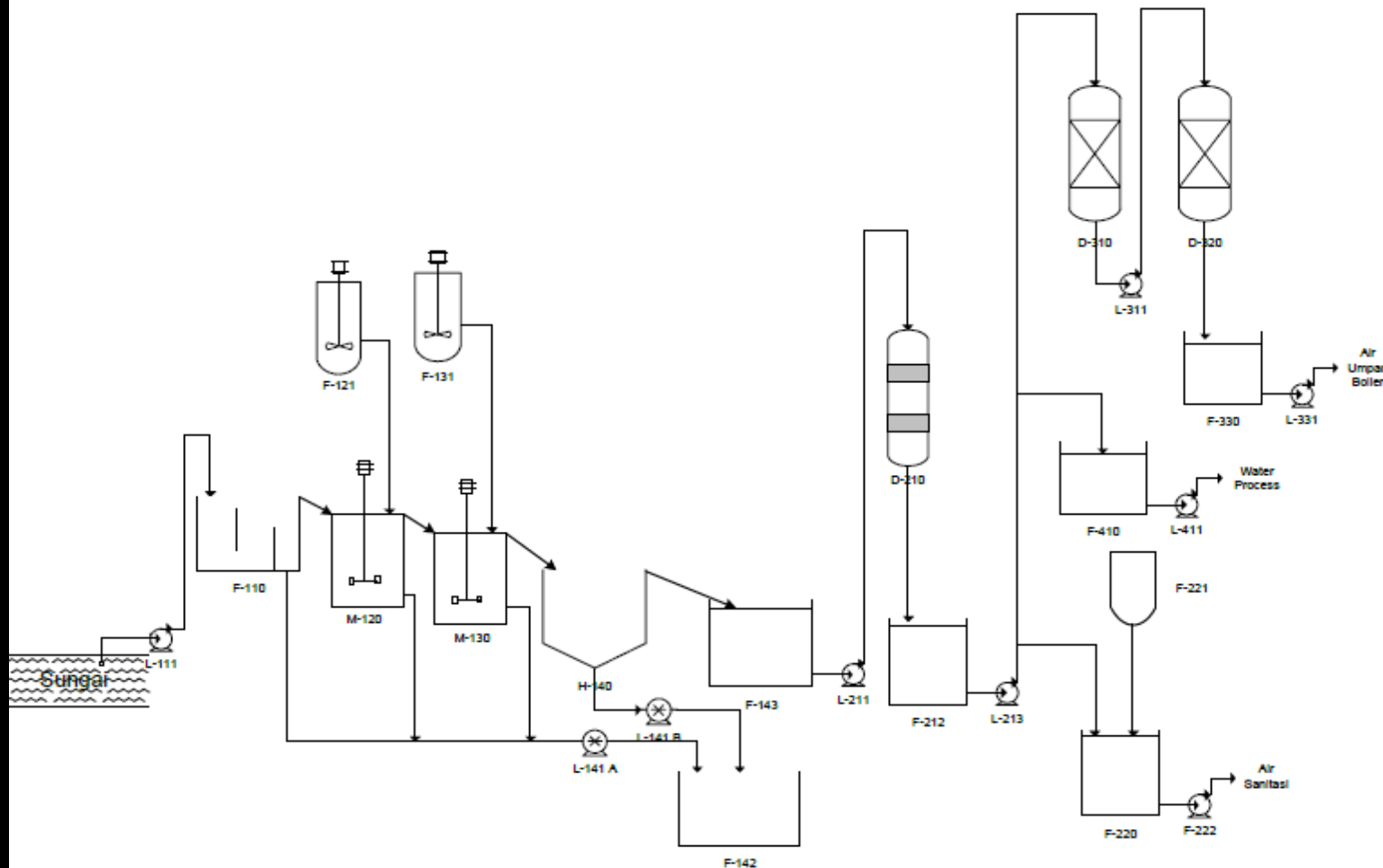
Resume Heater

Fungsi	Menaikkan suhu oksigen dan nitrogen	
Jumlah Tangki	1 buah	
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade D	
Luas Area	240.3 ft ²	
Temperatur		
	T1	572 °F
	T2	572 °F
	t1	86 °F
	t2	161.6 °F
Shell		
	ID	12 in
	Baffle	8.4 in
	Passes	2
Tube		
	OD	1.3 in
	Jumlah	68 buah
	Passes	4
	Pitch	1.6 in

UTILITAS



FLOWSHEET UTILITAS



PENGOLAHAN LIMBAH





Cair

- Air buangan air proses
- Blowdown boiler
- Minyak pelumas bekas

Gas

- Off gas absorber

KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

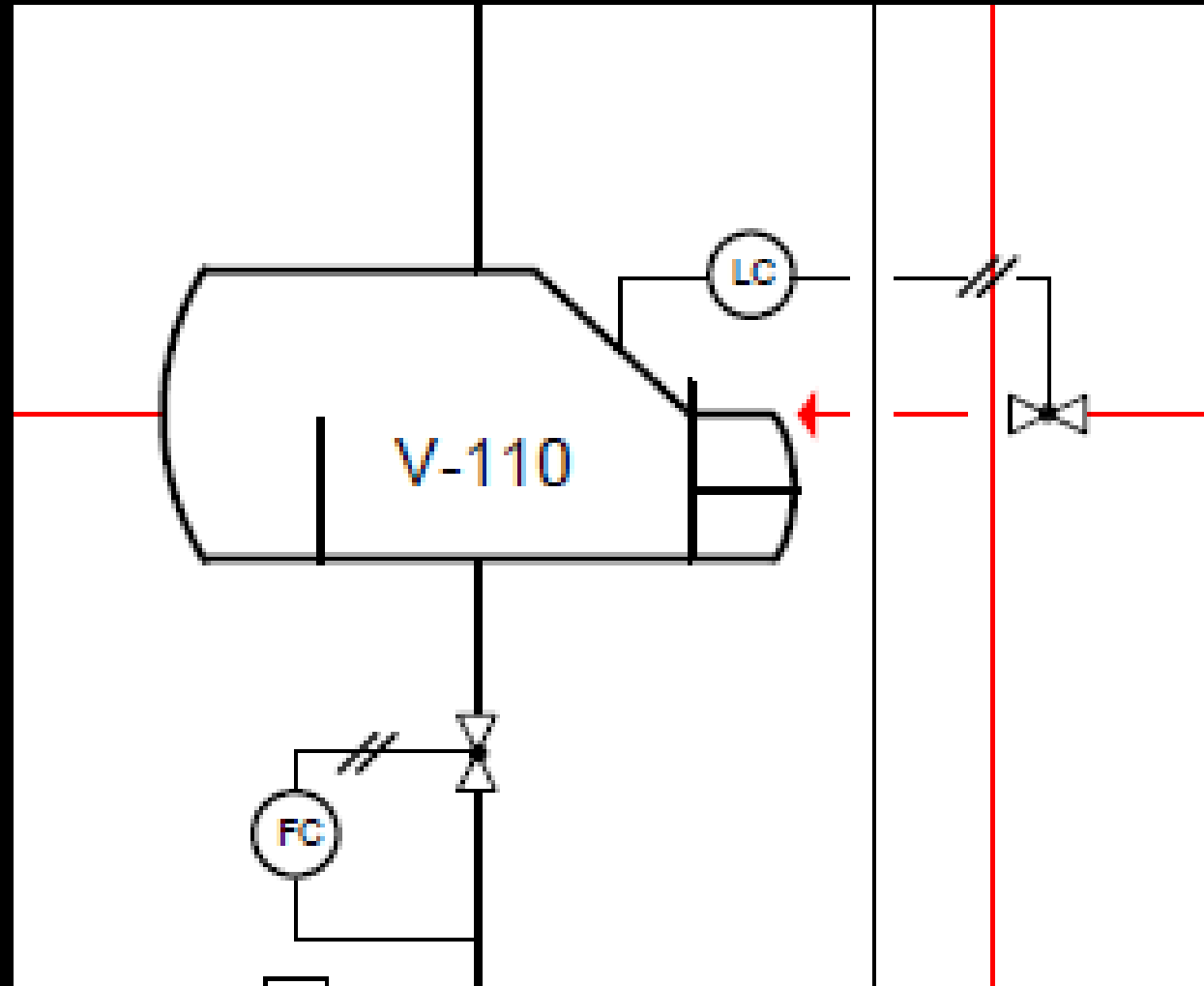
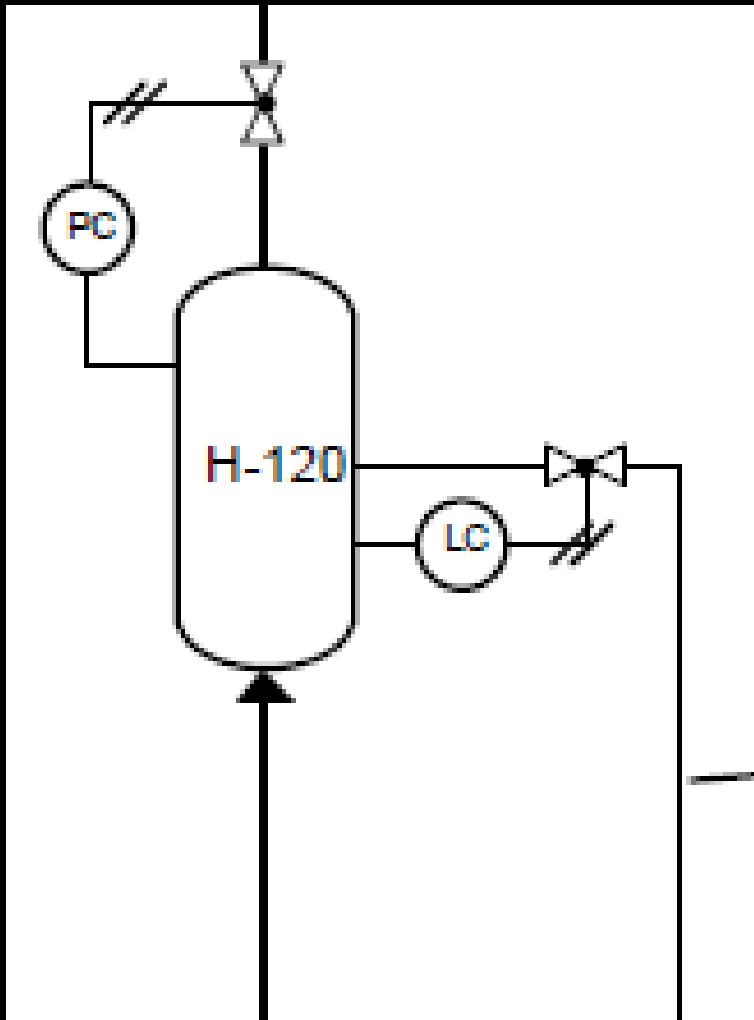


KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA



INSTRUMENTASI





KESIMPULAN





- Kapasitas produksi : 25000 ton/tahun
- Jumlah bahan baku yang masuk : 80251,6692 kg/hari
- Jumlah air yang dibutuhkan : 655988,9795 m³/hari

- Limbah yang dihasilkan :
 - 1.Limbah Cair
 - 2.Limbah Gas

- Tahap produksi meliputi :
 - 1.Tahap persiapan bahan baku
 - 2.Tahap pembentukan produk
 - 3.Tahap pemurnian produk

TERIMAKASIH

